



Masterarbeit

Florian Becker

Modellierung und Charakterisierung eines PEM-Brennstoffzellensystems mit partieller Rezirkulation des Kathodenabgases für den Einsatz im Flugzeug

Florian Becker

**Modellierung und Charakterisierung eines PEM-
Brennstoffzellensystems mit partieller Rezirkulation
des Kathodenabgases für den Einsatz im Flugzeug**

Masterarbeit eingereicht im Rahmen der Masterprüfung

im Studiengang Fahrzeugbau bzw. Flugzeugbau
am Department Fahrzeugtechnik und Flugzeugbau
der Fakultät Technik und Informatik
der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg

in Zusammenarbeit mit:
Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt e.V. (DLR)
In der Helmholtzgemeinschaft
Institut für Technische Thermodynamik
Pfaffenwaldring 38-40
70569 Stuttgart

Erstprüfer: Prof. Dr.-Ing. Thomas Netzel
Zweitprüfer: Dr. Lucas Busemeyer

Abgabedatum: 21.05.2015

Geheimhaltungsvereinbarung

Zwischen

der Hochschule für Angewandte Wissenschaften Hamburg,
vertreten durch die Präsidentin Frau Prof. Dr. Jacqueline Otten,
diese vertreten durch Prof. Dr.-Ing. Thomas Netzel

Berliner Tor 5,
20099 Hamburg

und

„Deutsches Zentrum für Luft- und Raumfahrt e.V.“ (DLR), Linder Höhe, 51147 Köln, ver-
treten durch seinen Vorstand,

handelnd für sein „Institut für Technische Thermodynamik“,

Pfaffenwaldring 38-40,
70569 Stuttgart

wird folgende Geheimhaltungsvereinbarung getroffen:

§ 1

Gegenstand der Geheimhaltung

Die Parteien verpflichten sich im Rahmen ihrer künftigen Zusammenarbeit zum Thema
„Modellierung und Charakterisierung eines PEM-Brennstoffzellensystems mit partieller
Rezirkulation des Kathodenabgase für den Einsatz im Flugzeug“

(„Modeling and characterization of a PEM fuel cell system with partial recirculation of the
cathode exhaust gas for the application in aircraft“)

zur Geheimhaltung nach dieser Vereinbarung.

§ 2

Pflichten

(1) Die Parteien verpflichten sich, alle aus Anlass oder gelegentlich der Zusammenarbeit
im Rahmen des Projektes von der anderen Partei mündlich oder schriftlich erhaltenen ver-
traulichen Informationen, gewonnenen Erkenntnisse sowie ausgehändigte oder erarbeitete
Materialien (im Folgenden als vertrauliche Informationen und Geheimhaltungsgegenstände
bezeichnet), geheim zu halten und Dritten nicht zu offenbaren. Als Dritte gelten nicht die
Mitarbeiter des Instituts für Technische Thermodynamik des Deutschen Zentrums für Luft-
und Raumfahrt (DLR).



(2) "Vertraulich" sind alle Informationen, Erkenntnisse oder Materialien, die aus Anlass des Projektes eingebracht werden und als vertraulich gekennzeichnet werden. Für den Fall, dass die vertraulichen Informationen mündlich oder visuell zugänglich gemacht werden, muss die Einstufung „Vertrauliche Information“ binnen 15 Tagen nach ihrer Offenlegung schriftlich bestätigt werden.

(3) Die Geheimhaltungsverpflichtung aufgrund dieser Vereinbarung gilt nicht für solche vertraulichen Informationen und Geheimhaltungsgegenstände, für die die empfangende Partei nachweisen kann, dass diese

- zur Zeit ihrer Übermittlung durch die bekannt gebende Partei bereits offenkundig, d.h. veröffentlicht oder allgemein zugänglich gewesen sind oder
- zur Zeit ihrer Übermittlung durch die bekannt gebende Partei bereits bekannt waren oder
- nach ihrer Übermittlung durch die bekannt gebende Partei ohne Verschulden der empfangenden Partei offenkundig werden oder
- nach ihrer Übermittlung der empfangenden Partei von dritter Seite auf gesetzliche Weise und ohne Einschränkung in Bezug auf Geheimhaltung oder Verwendung bekannt gemacht wurden.

(4) Die vertraulichen Informationen und Geheimhaltungsgegenstände bleiben Eigentum der jeweils bekannt gebenden Partei. Sie sind von der empfangenden Partei vor dem Zugriff unbefugter Personen sicher aufzubewahren. Sie dürfen nur nach schriftlicher Einwilligung durch die bekannt gebende Partei an Dritte weitergegeben werden. Die Einwilligung darf nicht unbillig verweigert werden. Nach Abschluss der Arbeiten sind auf Verlangen schriftliche vertrauliche Informationen und sonstige Geheimhaltungsgegenstände vollständig an die jeweilige Partei zurückzugeben oder zu vernichten.

(5) Die vertraulichen Informationen und Geheimhaltungsgegenstände darf die empfangende Partei nur denjenigen Personen offen legen, die im Rahmen des Projektes davon Kenntnis erlangen müssen. Die empfangende Partei wird diese Personen über die in dieser Vereinbarung ausgeführte Verpflichtung unterrichten und schriftlich verpflichten, die Bestimmungen dieser Vereinbarung zu beachten.

(6) Sofern eine Partei im Rahmen des Projektes mit Zustimmung der anderen Partei Dritte heranziehen oder beauftragen sollte, verpflichtet sich die betreffende Partei, diese Dritten in einem dieser Vereinbarung entsprechenden Umfang zur Geheimhaltung zu verpflichten. Der anderen Partei ist diese Verpflichtung des Dritten auf Verlangen entsprechend nachzuweisen.

(7) Keine Bestimmung dieser Vereinbarung ist als Gewährung oder Billigung von Lizenzrechten oder ähnlichem, weder ausdrücklich noch stillschweigend, auszulegen, und zwar für keine Erfindung, Entdeckung oder Verbesserung, die vor oder nach dem Inkrafttreten dieser Vereinbarung in Bezug auf das Projekt erdacht oder erlangt wurde.

§ 3

Prüfungsverfahren und Auslegungsexemplare

(1) In Prüfungsverfahren, insbesondere im Rahmen der Bewertung und Benotung, dürfen von den vertraulichen Informationen und Geheimhaltungsgegenständen nur die dafür zuständigen Personen, insbesondere Prüferinnen und Prüfer, Prüfungsausschussvorsitzende und Prüfungsausschussmitglieder, Kenntnis erhalten. Sofern sie nicht der durch das Arbeits- oder Dienstverhältnis bestehenden Amtsverschwiegenheit unterliegen, sind sie auf die Einhaltung der Geheimhaltung zu verpflichten. Dies gilt insbesondere für studentische Mitglieder des Prüfungsausschusses und Prüfende, die nicht der Hochschule angehören. Auf § 2 Absatz 5 und 6 dieser Vereinbarung wird hingewiesen.

(2) Die Auslegung von Diplom- und sonstige Abschlussarbeiten (Bachelor- und Masterthesis) in Bibliotheken oder vergleichbaren öffentlich zugänglichen Stellen an der Hochschule oder ihre Veröffentlichung durch andere Medien, insbesondere im Internet, die der Geheimhaltung unterliegende Inhalte ausweisen, ist für die Zeitdauer des Bestehens der Geheimhaltungspflicht untersagt.

§ 4

Zeitdauer

Die Geheimhaltungsvereinbarung tritt mit Unterzeichnung durch die letztunterzeichnende Partei in Kraft und endet nach Ablauf von 3 Jahren nach Beendigung des Projektes, soweit die Vertragsparteien in einer späteren Vereinbarung keine anderweitige Regelung treffen.

§ 5

Schlussvorschriften

(1) Änderungen und Ergänzungen dieser Geheimhaltungsvereinbarung bedürfen der Schriftform. Mündliche Nebenabreden sind nicht zulässig.

(2) Sollten einzelne Bestimmungen dieser Vereinbarung gegen gesetzliche Vorschriften verstoßen oder aus sonstigen Gründen unwirksam sein oder werden, so bleiben die übrigen Bestimmungen der Vereinbarung gleichwohl gültig. Unwirksame oder nichtige Bestimmungen sind schriftlich durch zulässige zu ersetzen, die dem wirtschaftlichen und vertraglichen Zweck entsprechen.

(3) Etwaige Streitigkeiten aus Anlass oder über die Durchführung dieser Vereinbarung werden die Parteien gütlich beilegen. Sollte eine gütliche Einigung nicht erzielt werden können, wird als Gerichtsstand für alle Streitigkeiten, die sich im Zusammenhang mit dieser Vereinbarung oder über ihre Gültigkeit ergeben, Hamburg vereinbart.

Für die
Hochschule für Angewandte
Wissenschaften Hamburg

Datum:

Unterschrift:

Vor- u. Zuname:

Titel: (Präsident/in oder
Fakultätsdekan/in)

Datum: 02.04.15

Unterschrift:

Vor- und Zuname: Prof. Dr.-Ing. Thomas
Netzel

Titel: (betreuender Professor)
(Vizepräsident Forschung und Transfer)

Für das
Deutsche Zentrum für Luft- und
Raumfahrt e.V. (DLR),

Datum: 24.01.15

Unterschrift:

Vor- u. Zuname: Prof. Dr. André Thess

Titel: (Direktor Institut für Technische
Thermodynamik)


Datum: 18.03.2015

Unterschrift: i.A.

Vor- und Zuname: Michael Vliegen, ass iur

Titel: (Assessor, Rechtsabteilung)

Der Inhalt der Vereinbarung ist mir bekannt. Ich bin mit diesem einverstanden:


.....
(Studierender)



Zusammenfassung

Name des Studierenden

Florian Becker

Thema der Masterthesis

Modellierung und Charakterisierung eines PEM-Brennstoffzellensystems mit partieller Rezirkulation des Kathodenabgases für den Einsatz im Flugzeug

Stichworte

PEM-Brennstoffzelle, partielle Rezirkulation, Kathodengasbefeuchtung, Inertisierung, Temperaturoptimierung, MATLAB - Simulink®, Modellierung, Mess- und Regelungstechnik, Teststand

Kurzzusammenfassung

Vor dem Hintergrund, die Umweltbelastung durch den zivilen Luftverkehr zu minimieren und die Ziele der ACARE Vision 2020 zu erreichen, werden an dem Institut für technische Thermodynamik des Deutschen Zentrums für Luft- und Raumfahrt (DLR) Brennstoffzellensysteme für den Einsatz in der Luftfahrt erforscht und entwickelt. In Kooperation mit Airbus Deutschland wird das Ziel verfolgt, ein PEM-Brennstoffzellensystem in ein Zivilflugzeug zu integrieren, welches aus Wasserstoff und einem Oxidationsmittel wie Sauerstoff der Umgebungsluft elektrische Energie erzeugt. Die Brennstoffzelle kann dabei weitere Funktionen im Flugzeug übernehmen. Unter anderem wird die mögliche Bereitstellung des sauerstoffarmen Kathodenabgases der Brennstoffzelle zur Tank- und Frachtrauminertisierung untersucht. Die vorliegende Arbeit ist innerhalb dieses Kontextes entstanden.

In dieser Arbeit wird die partielle Rezirkulation des Kathodenabgases einer Brennstoffzelle untersucht. Bei diesem Konzept wird ein Teil der warmen, feuchten Kathodenabluft mit der Zuluft vermischt und der Brennstoffzelle wieder zugeführt. Dadurch kann die Sauerstoffkonzentration des Abgases gesenkt werden. Zudem wird eine Homogenisierung der Medienverteilung in der Brennstoffzelle ermöglicht.

Es wird eine verfahrenstechnische Modellierung des verwendeten PEM-Brennstoffzellensystems durchgeführt, um den Einfluss der Kathodengasrezirkulation auf die Ausgangsparameter der Abluft und den Wasserhaushalt der Brennstoffzelle zu bestimmen. Das dafür erstellte MATLAB-Simulink® Modell wird mit Hilfe von experimentellen Untersuchungen optimiert und validiert. Mit den experimentellen Untersuchungen werden zudem die Betriebsbereiche des Systems im Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie und mit partieller Rezirkulation bestimmt und die Einflüsse der jeweiligen Betriebsweise auf die Brennstoffzellenleistung verglichen. Es folgen Versuche zur Bestimmung von optimierten Betriebstemperaturen und deren Einfluss auf die Brennstoffzellenleistung.

Abstract

Name of Student

Florian Becker

Title of the paper

Modelling and characterization of a PEM fuel cell system with partial recirculation of the cathode exhaust gas for the application in aircraft

Keywords

PEM fuel cell, partial recirculation, cathode gas humidification, inerting, temperature optimization, MATLAB - Simulink®, modelling, systems of measurement and control, test rig

Abstract

To minimize the environmental impact of civil air transport and to achieve the objectives of the ACARE 2020 Vision fuel cell systems for use in the aviation are researched and developed at the institute for technical thermodynamics of the German Aerospace Centre (DLR). In cooperation with Airbus Germany it is pursued to integrate a PEM fuel cell system into a civil aircraft, which produces electricity from hydrogen and an oxidant such as oxygen of the ambient air. The fuel cell is able to assume more functions in an aircraft. Among other things the possible deployment of oxygen - deficient cathode exhaust gas for tank and cargo room inerting is examined. This thesis is developed within this context.

The partial recirculation of the cathode exhaust gas of a fuel cell is examined in this work. In this concept a part of the warm, moist exhaust air is mixed with the inlet air and fed back to the fuel cell. As a result the oxygen concentration of the exhaust gas can be reduced. In addition it enables a homogenization of the media distribution in the fuel cell.

A procedural modelling of a PEM fuel cell system is carried out, which is used to determine the influence of the cathode gas recirculation on the output parameters of the air and the water budget of the fuel cell. The MATLAB - Simulink® model which was created for this is optimized and validated with the help of experimental investigations. The experimental investigations, also determine the operating ranges of the system in operation with reduced stoichiometry and partial recirculation. Furthermore the influences on fuel cell performance of the respective operation are compared. It follows the determination of optimized operating temperatures and their influence on the fuel cell performance.

Danksagung

Ein ganz besonderer Dank gilt meinem industriellen Betreuer Dr. Lucas Busemeyer, durch den diese Arbeit überhaupt ermöglicht wurde. Er hat mir sehr viel beigebracht, sodass ich besonders beim wissenschaftlichen Arbeiten große Fortschritte machen konnte. Beim Erstellen dieser Arbeit hat er mir viele Freiheiten gelassen und mich durch stetige Feedbacks und moralische Unterstützung motiviert und gefördert. Vielen Dank für die Geduld und Mühen.

Zudem gilt ein besonderer Dank meinem Betreuer Herrn Prof. Dr.-Ing. Thomas Netzel. Seit meinem dritten Semester haben wir auch neben den Vorlesungen zusammen in verschiedenen spannenden Projekten gearbeitet, an Exkursionen teilgenommen und auf Messen gearbeitet. Dabei konnte ich viele wertvolle Erfahrungen sammeln. Beim Erstellen dieser Masterarbeit hat er mich stets gefördert und stand mir mit Rat und Tat zur Seite.

Auch meinen Kollegen beim DLR Simon Coners, Florian Gores, Gunnar Preiß und Dr. habil. Claudia Werner gebührt ein großer Dank, für die tolle Zusammenarbeit und Unterstützung. Durch die administrative Zuarbeit, der Unterstützung im Labor und den Anregungen und Ideen bzgl. meiner Arbeit haben sie mir sehr geholfen.

Weiterhin möchte ich mich bei meiner Schwester, Alexandra Kuhlmann, Käpt'n - Kurzbein und all denjenigen bedanken, die mich während der Anfertigung dieser Masterarbeit unterstützt und motiviert haben.

Meinen Eltern möchte ich ganz besonders dafür danken, dass sie mir das Studium ermöglicht haben und mich stets fördern und unterstützen.

I Inhaltsverzeichnis

Geheimhaltungsvereinbarung.....	III
Zusammenfassung.....	VII
Abstract.....	VIII
Danksagung.....	IX
I Inhaltsverzeichnis	X
II Liste der Abkürzungen.....	XIV
III Liste der Symbole.....	XV
IV Abbildungsverzeichnis.....	XVIII
V Tabellenverzeichnis	XXI
1 Einleitung	1
1.1 Motivation	1
1.2 Aufgabenstellung.....	3
1.3 Aufbau der Arbeit.....	4
2 Theoretische Grundlagen	5
2.1 Funktionsprinzip und Thermodynamik.....	5
2.1.1 Aufbau und Funktionsweise	5
2.1.2 Energetische Betrachtung.....	8
2.1.3 Thermodynamischer Wirkungsgrad	9
2.1.4 Einfluss von Druck und Temperatur auf ΔG	10
2.2 Elektrochemie.....	11
2.2.1 Reversible Zellspannung.....	11
2.2.2 Einfluss von Druck und Temperatur auf U_0	13
2.2.3 Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf U_0	14
2.2.4 Elektrodenvorgänge und Kinetik	15
2.2.5 Strom-Spannungskennlinie	21
2.3 Medienbedarf.....	23
2.4 Wasserhaushalt der Brennstoffzelle	26
2.4.1 Wasserbilanz.....	26
2.4.2 Wassertransport in der Gasdiffusionslage	27
2.4.3 Wasserhaushalt der Membran	28
2.5 Methoden zur Gasbefeuchtung	31
2.5.1 Gegenstromspeisung.....	31
2.5.2 Membranbefeuchter	32

2.5.3 Feuchte – Wärme – Tauscher	33
2.5.4 Weitere Befeuchtungskonzepte	34
3 Modellierung	35
3.1 Konzeptvorstellung der partiellen Rezirkulation	35
3.2 Modellbeschreibung	36
3.3 Berechnungen des Modells	37
3.3.1 Eingang der Brennstoffzelle (offener Betrieb)	37
3.3.2 Ausgang der Brennstoffzelle (offener Betrieb)	38
3.3.3 Eingang der Brennstoffzelle (mit partieller Rezirkulation)	41
3.3.4 Ausgang der Brennstoffzelle (mit partieller Rezirkulation)	45
3.4 Theoretische Analyse	46
3.4.1 ODA Erzeugung	46
3.4.2 Einfluss der Betriebsweise auf die Sauerstoffkonzentration	48
3.4.3 Einfluss der Betriebsweise auf die relative Feuchte	50
3.4.4 Einfluss der Umgebung auf die relative Feuchte im System	54
4 Experimentelles	58
4.1 Überblick zum Aufbau des Teststands	58
4.2 Verfahrenstechnische Komponenten des Teststands	61
4.2.1 Brennstoffzellensystem HyPM® XR 12	61
4.2.2 Seitenkanalverdichter 2BH7	63
4.2.3 Mischventil	63
4.2.4 Zyklonabscheider Mankenberg AS 2	64
4.2.5 Kondensatableiter Mankenberg KA 2	64
4.2.6 Rohrleitungen	64
4.2.7 Kondensator AlfaNova 27-20L	65
4.3 Messdatenerfassung und Steuerung	65
4.4 Regelung der Verfahrenstechnik	66
4.4.1 Regelung des Blowers	66
4.4.2 Regelung des Mischventils	68
4.5 Experimentelle Untersuchung	70
4.5.1 Versuchsvorbereitung	70
4.5.2 Vorversuche zur Modelloptimierung	71
4.5.3 Referenzmessungen	72
4.5.4 Versuche zur Optimierung der Betriebstemperaturen	73
4.5.5 Vergleichsmessungen bei optimierten Betriebstemperaturen	74

5	Ergebnisse	75
5.1	Vorversuche zur Modelloptimierung	75
5.1.1	Druckanpassung im Modell	76
5.1.2	Temperaturanpassung im Modell	78
5.2	Referenzmessungen	80
5.2.1	Modellvalidierung	80
5.2.2	Betriebsbereiche	85
5.2.3	Strom-Spannungs-Kennlinien	88
5.2.4	Leistungsverluste	90
5.3	Versuche zur Optimierung der Betriebstemperaturen	91
5.4	Vergleichsmessungen bei optimierter Betriebstemperatur	93
5.4.1	Vergleich der Zellspannungen bei abgesenkter Stöchiometrie	93
5.4.2	Vergleich der Zellspannungen bei partieller Rezirkulation	94
5.4.3	Vergleich der Zellspannungsdifferenzen	95
5.4.4	Vergleich der Leistungsverluste	96
6	Diskussion der Ergebnisse.....	98
6.1	Referenzmessungen	98
6.1.1	Modellvalidierung	98
6.1.2	Bestimmung der wahren Stöchiometrie	100
6.1.3	Betriebsbereiche	103
6.1.4	Einfluss der Mess- und Regelungstechnik	103
6.1.5	Strom-Spannungskennlinien und Leistungsverluste	106
6.2	Optimierung der Betriebstemperatur	107
6.3	Vergleichsmessungen bei optimierter Temperatur	109
6.3.1	Vergleich der Zellspannungen.....	110
6.3.2	Vergleich der Leistungsverluste	110
7	Zusammenfassung.....	112
8	Ausblick	114
9	Literaturverzeichnis	115
Anhang A	Flussdiagramm der Modellberechnung.....	119
Anhang B	Simulink Modell der partiellen Rezirkulation.....	120
Anhang C	Verfahrenstechnik Teststand FUCHS	121
Anhang D	Komponentenübersicht	122
Anhang E	Datenblätter	124
	Blower	124

Kondensator	126
Massenstrommesser	127
Volumenstrommesser.....	130
Gasanalyse.....	133
Optischer Sauerstoffsensor	135
Drucksensoren in den Messbänken	137
Drucksensoren in den Flanschen	139
Feuchtigkeitssensoren.....	142
Temperatursensoren	144
Anhang F Bilder des Teststands.....	146
Anhang G Simulinkmodelle der Verfahrenstechnik	148
Anhang H Druck- und Wärmeverluste im Kathodenstrang.....	150
Druckverluste	150
Wärmeverluste	151
Anhang I Versuchsübersicht.....	154
Anhang J Zellspannungsverläufe	161
Referenzmessungen bei abgesenkter Stöchiometrie (T_{Werk})	161
Referenzmessungen bei partieller Rezirkulation (T_{Werk})	162
Vergleichsmessungen bei abgesenkter Stöchiometrie (T_{Opt}).....	164
Vergleichsmessungen bei partieller Rezirkulation (T_{Opt}).....	166
Anhang K Überprüfung der Stöchiometrie.....	168

II Liste der Abkürzungen

<i>APU</i>	Auxiliary Power Unit
<i>ASM</i>	Air Separation Module
<i>BZ</i>	Brennstoffzelle
<i>CAN</i>	Controller Area Network
<i>CSAS</i>	Conditioned Service Air System.
<i>DIN</i>	Deutsche Industrie Norm
<i>DLR</i>	Deutschen Zentrums für Luft- und Raumfahrt
<i>DS</i>	Doppelschicht
<i>EASA</i>	European Aviation Safety Agency
<i>ECE</i>	Elektrochemische Energiesysteme
<i>ECU</i>	Engine Control Unit
<i>EW</i>	Endwert
<i>FAA</i>	Federal Aviation Administration
<i>FC</i>	Fuel Cell
<i>FUCHS</i>	Fuel Cell And Hydrogen Systems
<i>GDL</i>	Gasdiffusionslage
<i>IPCC</i>	Intergovernmental Panel on Climate Change
<i>MEA</i>	Membran – Elektroden – Einheit
<i>MFM</i>	Mass Flow Meter
<i>MW</i>	Messwert
<i>OBIGGS</i>	On-Board Inert Gas Generation Systems
<i>ODA</i>	Oxygen Depleted Air
<i>PEM</i>	Polymer Elektrolyt Membran
<i>RAT</i>	Ram Air Turbine
<i>RF</i>	Relative Feuchte
<i>SLPM</i>	Standardliter pro Minute
<i>TT</i>	Technische Thermodynamik

III Liste der Symbole

Indizes

$()^0$	Standardbedingungen
$()^0$	Ausgangswert
$()_0$	Reversibel
$()_{BZ}$	Brennstoffzelle
$()_D$	Diffusion
$()_G$	Gasförmig
$()_L$	Flüssig
$()_{ODA}$	Oxygen depleted air
$()^S$	Stoff
$()_{Stöch}$	Stöchiometrisch
$()_{sys}$	System
$()_T$	Temperaturabhängig
$()_{Th}$	Thermodynamisch
$()_{amb}$	Ambient
$()_i$	Komponente i
$()_k$	Konzentration
$()_m$	Molar
$()_{ox}$	Oxidiert
$()_p$	Druckabhängig
$()_{red}$	Reduziert
$()_{rev}$	Reversibel
$()_{rez}$	Rezirkuliert
$()_{sat}$	Gesättigt
$c()$	Konzentration

Chemische Symbole:

CO	Kohlenstoffmonoxid
CO ₂	Kohlenstoffdioxid
e-	Freies Elektron

H	Atomarer Wasserstoff
H ⁺	Wasserstoffion / Proton
H ₂	Molekularer Wasserstoff
H ₂ O	Wasser
H ₂ O ₂	Wasserstoffperoxid
HSO ₃ ⁻	Sulfonsäureion
N ₂	Stickstoff
O	Atomarer Sauerstoff
O ₂	Molekularer Sauerstoff
O ²⁻	Sauerstoffion

Griechische Symbole:

Δ	Differenz
ν	Kinematische Viskosität
φ	Elektrisches Potential
ϕ	Wärmestrom
Ω	Einheit des elektrischen Widerstandes
α	Symmetriefaktor der Butler-Volmer Gleichung
η	Dynamische Viskosität
η	Wirkungsgrad
η	Überspannung
λ	Rohrreibungszahl
λ	Stöchiometrie
μ	Elektrochemisches Potential
ρ	Dichte

Konstanten :

F	Faraday-Konstante	96485,3383 [C/mol]
N_A	Avogadro-Konstante	6,022*10 ²³ [1/mol]
p^o	Standarddruck	1013,25 [hPa]
R	universelle Gaskonstante	8,314472 [J/molK]
T^o	Standardtemperatur	298,15 [K]
Re	Kritische Reynoldszahl für turbulenter Rohrströmung	2320 [-]

Physikalische Symbole:

C	Coulomb	[A · sek]
c_p	Isobar spez. Wärmekapazität	[kJ/kg · K]
H	Enthalpie	[kJ/mol]
h	Spezifische Enthalpie	[kJ/kg]
i	Stromdichte	[A/cm ²]
I	Strom	[A]
\dot{m}	Massenstrom	[kg/s]
M	Molare Masse	[kg/mol]
\dot{n}	Stoffmengenstrom	[mol/s]
n	Stoffmenge	[mol]
p	Druck	[Pa]
P_{el}	Elektrische Leistung	[W]
Q	Wärmeenergie	[Nm]
q	Elektrische Ladung	[C]
q	Spezifische Feuchte	[–]
r_o	Verdampfungswärme	[kJ/kg]
R	Elektrischer Widerstand	[Ω]
S	Entropie	[kJ/mol · K]
T	Temperatur	[°C], [K]
U	Spannung	[V]
U_0	Thermoneutrale Zellspannung	[V]
U_{Zell}	Zellspannung	[V]
\dot{V}	Volumenstrom	[slpm]
V	Volumen	[m ³]
V_m	Molares Volumen	[m ³ /mol]
x	Stoffmengenanteil	[–]
X	Rezirkulationsrate	[–]
z	Kernladungszahl	[–]

IV Abbildungsverzeichnis

Abbildung 2.1: Schematischer Aufbau und Funktionsweise einer PEMFC [36].....	5
Abbildung 2.2: Dreiphasengrenze an der Anode [18]	6
Abbildung 2.3: Stackaufbau [37].....	7
Abbildung 2.4: Potentialverlauf zwischen zwei Elektroden [16].....	12
Abbildung 2.5: Reversible Zellspannung in Abhängigkeit von p und T [27].....	13
Abbildung 2.6: Teilschritte einer elektrochemischen Elektrodenreaktion [27].....	15
Abbildung 2.7: Aktivierungsenergie der Gesamtreaktion [24]	16
Abbildung 2.8: Tafel-Diagramm mit Austauschstromdichte [20].....	19
Abbildung 2.9: Konzentrationsverlauf an einer Elektrode [24].....	20
Abbildung 2.10: Die Brennstoffzelle als reale Spannungsquelle [38]	21
Abbildung 2.11: Spannungsverluste einer PEMFC mit resultierender Polarisationskurve [12]	22
Abbildung 2.12: Nahaufnahme einer GDL [26]	27
Abbildung 2.13: Strukturformel von Nafion®	28
Abbildung 2.14: Leitfähigkeit einer Nafion®-Membran in Abhängigkeit vom Wassergehalt [12]	28
Abbildung 2.15: Leitfähigkeit einer Nafion®-Membran in Abhängigkeit von der Temperatur [12].....	29
Abbildung 2.16: Wassertransportprozesse in einer Membran [40].....	30
Abbildung 2.17: Darstellung der Gegenstromspeisung [14]	31
Abbildung 2.18: Aufbau eines rohrförmigen Membranbefeuchters [28].....	32
Abbildung 2.19: Feuchte – Wärme – Tauscher [44].....	33
Abbildung 3.1: Mögliche Realisierungen der partiellen Rezirkulation	35
Abbildung 3.2: Betriebsparameter und Subsysteme des Modells	36
Abbildung 3.3: Berechnung von $x_{H_2O}(G)$ und rF am Brennstoffzellenausgang	39
Abbildung 3.4: Iterative Temperaturbestimmung am Mischventilausgang	43
Abbildung 3.5: Kennfelder der ODA Erzeugung ohne Kondensation Temp. BZ nach Herstellerangaben. (schwarze Isolinien = ODA Volumenstrom [slpm], blaue Isolinien = ODA Sauerstoffkonz. [Vol.-%]).....	46
Abbildung 3.6: Kennfelder der ODA Erzeugung mit Kondensation; Kondensationstemp. = 5°C; Betriebstemp. BZ nach Herstellerangaben. (schwarze Isolinien = ODA Volumenstrom [slpm], blaue Isolinien = ODA Sauerstoffkonz. [Vol.-%]).....	47
Abbildung 3.7: Isolinien der wahren Stöchiometrie, die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben	48
Abbildung 3.8: Isolinien der Sauerstoffkonzentration der Kathodenzuluft, die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben mit: $T_{BZ} = 50^\circ C$, $r_{famb} = 30\%$, $p_{amb} = 1013,25 hPa$, $T_{amb} = 25^\circ C$	48

Abbildung 3.9: Isolinen der Sauerstoffkonzentration am Ausgang des Gesamtsystems, die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben. Die Lufttemperatur entspricht einer Kondensationstemperatur von 5°C	49
Abbildung 3.10: Isolinen der relative Feuchtigkeit am Ausgang des Mischventils die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben mit: $T_{BZ} = 50^{\circ}\text{C}$, $r_{famb} = 0\%$, $p_{amb} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{amb} = 25^{\circ}\text{C}$	50
Abbildung 3.11: Relative Feuchte am Eingang der Brennstoffzelle die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben mit: $T_{BZ} = 50^{\circ}\text{C}$, $r_{famb} = 0\%$, $p_{amb} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{amb} = 25^{\circ}\text{C}$	51
Abbildung 3.12: Theoretische Feuchtigkeit am Brennstoffzellenausgang	52
Abbildung 3.13: Isolinen der Betriebstemperatur für $r_F = 100\%$ am Brennstoffzellenausgang die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben	52
Abbildung 3.14: Betriebstemperaturen für verschiedene r_F und λ am Brennstoffzellenausgang in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate	53
Abbildung 3.15: r_F am Ausgang des Mischventils in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und r_{famb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{amb} = 25^{\circ}\text{C}$	54
Abbildung 3.16: r_F am Eingang der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und r_{famb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{amb} = 25^{\circ}\text{C}$	54
Abbildung 3.17: r_F am Ausgang des Mischventils in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und T_{amb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{amb} = 25^{\circ}\text{C}$	55
Abbildung 3.18: r_F am Eingang der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und T_{amb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{amb} = 25^{\circ}\text{C}$	55
Abbildung 4.1: Verfahrenstechnik des Versuchsaufbaus	58
Abbildung 4.2: Vorderseite des Teststands	60
Abbildung 4.3: Rückseite des Teststands	60
Abbildung 4.4: Brennstoffzellensystem HyPM [®] XR 12 [52]	61
Abbildung 4.5: Seitenkanalverdichter 2BH7 [53]	63
Abbildung 4.6: Mischventil [39]	63
Abbildung 4.7: Zyklonabscheider AS 2 [43]	64
Abbildung 4.8: Kondensatableiter KA 2 [42]	64
Abbildung 4.9: Klemmringverbindung [41]	64
Abbildung 4.10: Fließschema des Plattenwärmeübertragers [50]	65
Abbildung 4.11: Sprungantworten der einzelnen PID - Anteile	66
Abbildung 4.12: Regelung des Volumenstroms am Brennstoffzelleneingang	67

Abbildung 4.13: Ventilkennlinie.....	68
Abbildung 4.14: Regelung von Volumenstrom und Rezirkulationsrate.....	69
Abbildung 5.1: Messstellen zur Bestimmung der Druck- und Temperaturverläufe	75
Abbildung 5.2: Relativdruckverläufe im gesamten Kathodenstrang bei versch. Rezirkulationsraten.....	76
Abbildung 5.3: Mittelwerte der Druckverläufe bei partieller Rezirkulation.....	77
Abbildung 5.4: Druckdifferenz zwischen Umgebung (Messstelle 0) und Mischventilausgang (Messstelle 1) in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom.....	77
Abbildung 5.5: Druckdifferenz am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle	78
Abbildung 5.6: Relativtemperaturverläufe im Gesamtsystem.....	79
Abbildung 5.7: ΔT zwischen Brennstoffzellenausgang und Mischventileingang.....	79
Abbildung 5.8: Mittelwert von ΔT zwischen BZ-Ausgang und MV-Eingang	80
Abbildung 5.9: Verlauf von: Zellspannung, Strom und vorgegebener Stöchiometrie bei $\lambda = 1,3$	85
Abbildung 5.10: Verlauf von: Zellspannung, Strom und vorgegebener Stöchiometrie bei $X = 0,45$	86
Abbildung 5.11: Betriebsbereiche bei abgesenkter Stöchiometrie (Testreihe 2) und partieller Rezirkulation (Testreihe 3.A). Graue Felder = Nicht einstellbare Parameter. Blaue gestrichelte Linien = maximale Sauerstoffanreicherung.	87
Abbildung 5.12: UI - Kennlinien der Versuchsreihen bei abgesenkter Stöchiometrie	88
Abbildung 5.13: UI - Kennlinien der Versuchsreihen mit partieller Rezirkulation	89
Abbildung 5.14: Leistungsverluste und Sauerstoffkonzentration am Kathodenausgang der Brennstoffzelle beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie	90
Abbildung 5.15: Leistungsverluste und Sauerstoffkonzentration am Kathodenausgang der Brennstoffzelle beim Betrieb mit partieller Rezirkulation	90
Abbildung 5.16: UI - Kennlinien der Versuchsreihen zur Optimierung der Betriebstemperatur (ΔT)	91
Abbildung 5.17: UI - Kennlinien der Versuchsreihen zur Optimierung der Betriebstemperatur (rF)	92
Abbildung 5.18: Vergleich der Zellspannungen beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie zwischen der linearisierten Betriebstemperatur nach Herstellerangaben und der optimierten Betriebstemperaturen.....	93
Abbildung 5.19: Vergleich der Zellspannungen beim Betrieb mit partieller Rezirkulation zwischen den linearisierten Betriebstemperaturen nach Herstellerangaben und den optimierten Betriebstemperaturen.....	94
Abbildung 5.20: Vergleich der Zellspannungsdifferenzen beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie sowie partieller Rezirkulation zwischen den linearisierten Betriebstemperaturen nach Herstellerangaben und den optimierten Betriebstemperaturen.....	95
Abbildung 6.1: Wahre Stöchiometrie bei offenem Betrieb und $\lambda=2,5$ als Vorgabe	101
Abbildung 6.2: Volumenströme und Rezirkulationsraten in Testreihe 3.6	104

Abbildung 6.4: Einfluss der Ventilstellung auf den Zellspannungsverlauf in Testreihe 3.6 bei $I = 150A$	105
Abbildung 6.5: Leistungsverluste der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Betriebsweise	106
Abbildung 6.6: Referenzpunktvergleich von Testreihe 4. Links: Stackleistungen nach Einfahren der Brennstoffzelle; Rechts: Stackspannungsverläufe der Testreihe. Legende gilt für beide Diagramme	108
Abbildung 6.7: Referenzpunktvergleich von Testreihe 5. Links: Stackleistungen nach Einfahren der Brennstoffzelle; Rechts: Stackspannungsverläufe der Testreihe. Legende gilt für beide Diagramme	109
Abbildung F.1: Vorderseite des Teststands	146
Abbildung F.2: Kühlung der Brennstoffzelle	146
Abbildung F.3: Rückseite des Teststands	147
Abbildung F.4: Komponenten der verfahrenstechnischen Regelung	147
Abbildung G.1: Skalierung der Durchflusssensoren im Kathodenstrang	148
Abbildung G.2: Regelung des Volumenstroms im Simulinkmodell	148
Abbildung G.3: Regelung der Rezirkulationsrate im Simulinkmodell	149
Abbildung K.1: Verläufe von V , I , cO_2 und λ_{ECU} aus Testreihe 2.1 (Messwerte zur Bestimmung der wahren Stöchiometrie)	168
Abbildung K.2: Darstellung der berechneten λ über die Volumenströme aus Testreihe 2.1	169
Abbildung K.3: Gegenüberstellung der berechneten λ aus Testreihe 2.1	171

V Tabellenverzeichnis

Tabelle 2.1: Standard Bildungsenthalpie und Entropie von Sauerstoff, Wasserstoff und Wasser [15]	9
Tabelle 2.2: Bildungsenthalpie und Entropie von Wasser bei verschiedenen Temperaturen [12]	10
Tabelle 2.3: Terme der Butler-Volmer Gleichung	18
Tabelle 3.1: Betriebstemperaturen	51
Tabelle 3.2: rF in Abhängigkeit von X und p_{amb} bei $I = 75A$	56
Tabelle 3.3: rF in Abhängigkeit von X und p_{amb} bei $I = 350A$	56
Tabelle 4.1: Verwendete verfahrenstechnische Komponenten	59
Tabelle 4.2: Verwendete Sensorik	59
Tabelle 4.3: Betriebstemperaturen der Brennstoffzelle nach Herstellerangaben [52]	62
Tabelle 4.4: Spezifikation des Brennstoffzellensystems [52]	62
Tabelle 4.5: Parameterdefinition Testreihe 1	71
Tabelle 4.6: Parameterdefinition Testreihe 2	72
Tabelle 4.7: Parameterdefinition Testreihe 3 & 3A	72
Tabelle 4.8: Parameterdefinition Testreihe 4	73

Tabelle 4.9: Parameterdefinition Testreihe 5	73
Tabelle 4.10: Parameterdefinition Testreihe 6	74
Tabelle 4.11: Parameterdefinition Testreihe 7	74
Tabelle 5.1: Messstellen zur Bestimmung der Druck- und Temperaturverläufe	76
Tabelle 5.2: Messstellen und beeinflussende Parameter der Kathodenlufttemperatur	78
Tabelle 5.3: Vergleich der Betriebsdrücke bei abgesenkter Stöchiometrie	81
Tabelle 5.4: Vergleich der Betriebsdrücke bei partieller Rezirkulation.....	81
Tabelle 5.5: Vergleich der Betriebstemperaturen bei abgesenkter Stöchiometrie	82
Tabelle 5.6: Vergleich der Betriebstemperaturen bei partieller Rezirkulation	82
Tabelle 5.7: Vergleich von r_F am Brennstoffzelleneingang bei abgesenkter Stöchiometrie.....	83
Tabelle 5.8: Vergleich von r_F am Brennstoffzelleneingang bei partieller Rezirkulation	83
Tabelle 5.9: Vergleich der Sauerstoffkonzentrationen bei abgesenkter Stöchiometrie.....	84
Tabelle 5.10: Vergleich der Sauerstoffkonzentrationen bei partieller Rezirkulation	84
Tabelle 5.11: Vergleichbare Betriebsparameter.....	89
Tabelle 5.12: Vergleich der Leistungsverluste beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie.....	96
Tabelle 5.13: Vergleich der Leistungsverluste beim Betrieb mit partieller Rezirkulation ..	97
Tabelle H.1: Kinematische Viskosität von Luft	150
Tabelle K.1: Gemittelte Messwerte und daraus berechnete λ aus Testreihe 2.1.....	169
Tabelle K.2: Berechnete / gemessene Werte zur Bestimmung von λ	171

1 Einleitung

An dem Institut für technische Thermodynamik des Deutschen Zentrums für Luft- und Raumfahrt (DLR) werden Brennstoffzellensysteme für den Einsatz in der Luftfahrt erforscht und entwickelt. In Kooperation mit Airbus Deutschland wird dabei das Ziel verfolgt, ein multifunktionales PEM¹ - Brennstoffzellensystem in ein Zivilflugzeug zu integrieren, welches neben der Bereitstellung elektrischer Energie weitere Funktionen im Flugzeug übernehmen soll [1]. Bestandteil dieser Zielsetzung ist das Projekt FUCHS (*Fuel Cell and Hydrogen Systems*), bei dem u.a. Möglichkeiten zum Nutzen des sauerstoffarmen Kathodenabgases zur Tank- und Frachtrauminertisierung² untersucht werden. Die vorliegende Arbeit ist innerhalb dieses Kontextes entstanden.

1.1 Motivation

Vor dem Hintergrund, die Umweltbelastung durch den zivilen Luftverkehr zu minimieren und die Ziele der ACARE Vision 2020 zu erreichen, wird nach Lösungen gesucht, mit denen der Verbrauch von fossilen Energieträgern und somit auch die Abgasemission verringert werden kann [2]. Eine wichtige Alternative zu Kohlenwasserstoffen als Energieträger stellt dabei Wasserstoff dar [3]. Mit Hilfe von Brennstoffzellen kann aus Wasserstoff und einem Oxidationsmittel wie Sauerstoff aus der Umgebungsluft bei geringer Lärmemission elektrische Energie erzeugt werden. Als weitere Reaktionsprodukte einer Brennstoffzelle entstehen Wasser, Wärme und sauerstoffarme Abluft, die in einem Flugzeug weiter verwendet werden können.

Die Kerosintankinertisierung wird von der EASA für Großflugzeuge vorgeschrieben [4]. Derzeit werden dafür OBIGGS (*On-Board Inert Gas Generation Systems*) verwendet. In Flugzeugen der A320-Familie ist das System in der „belly fairing“ untergebracht. Es besteht aus einem CSAS (*Conditioned Service Air System*) sowie einer ASM (*Air Separation Module*). Im CSAS wird ein Teil der Zapfluft aus den Triebwerken durch Anpassung von Druck und Temperatur konditioniert und zu dem ASM weitergeleitet. Im ASM befinden sich Hohlfasermembranen, die Sauerstoff, Kohlenstoffdioxid und den Wasserdampf aus der Zapfluft herausfiltern. Der übrig bleibende Stickstoff wird in den Tank geleitet und verdrängt dort das brennbare Kerosin-Luftgemisch. Weiterhin wird zur Brandbekämpfung in den Frachträumen von Passagierflugzeugen gasförmiges Halon 1301 verwendet, welches nach dem IPCC (*Intergovernmental Panel on Climate Change*) als äußerst klimaschädliches Gas eingestuft wird [5], [6]. Aus diesem Grund darf es nicht mehr als Löschmittel hergestellt, sondern nur noch recycelt werden [3]. Als alternatives Löschmittel, welches alle Anforderungen der FAA (*Federal Aviation Administration*) erfüllt, kommt zurzeit nur die Kombination aus einem kühlenden Wassernebel und gasförmigem Stickstoff in Frage [5].

Beim Betrieb einer PEM - Brennstoffzelle wird ein Teil des zugeführten Sauerstoffs durch die elektrochemische Reaktion mit Wasserstoff zu Wasser umgesetzt. Dadurch entsteht als Nebenprodukt sauerstoffarme Luft. Bei einer entsprechenden Betriebsweise ist es möglich, die Sauerstoffkonzentration des Abgases unter 11% zu senken. Die abgereicherte Luft besteht dabei hauptsächlich aus Stickstoff. In solch einer Atmosphäre sind die meisten Stoffe nicht brennbar [3]. Es ergibt sich daher die Möglichkeit das Abgas der Brennstoffzelle zur Feuerunterdrückung zu verwenden. Durch die Integration von Brennstoffzellensystemen in

¹ PEM = Polymerelektrolytmembran

² Inertisierung bedeutet hier die Verdrängung von brennbaren und brandbeschleunigenden Gasgemischen durch Inertgas.

zivile Flugzeuge könnten somit die bestehenden Systeme zur Tankinertisierung und Brandbekämpfung im Frachtraum ersetzt werden [1].

Eine zentrale Herausforderung bei der Integration eines Brennstoffzellensystems in ein Flugzeug besteht zunächst in der Erarbeitung von Systemarchitekturen und Betriebsstrategien, mit denen ein sicherer und effizienter Betrieb des Systems unter den spezifischen Anforderungen im Flugzeug ermöglicht wird. Schlüsselparameter für den effizienten Betrieb von PEM - Brennstoffzellen sind die relative Feuchtigkeit sowie die Strömungsgeschwindigkeit der Reaktionsgase [7]. Von ihnen wird der Wasserhaushalt der Brennstoffzelle maßgeblich beeinflusst. Bei ausreichender Befeuchtung der Brennstoffzellenmembran können die ohm'schen Verluste minimiert werden. Ist der Feuchtegehalt jedoch zu hoch, kommt es zum Fluten der Zellen. Das Wassermanagement der Brennstoffzelle ist daher ein wichtiger Faktor für die Optimierung des Systemwirkungsgrades.

Zur Befeuchtung der Reaktionsgase gibt es verschiedene Konzepte, die je nach Anwendungsgebiet in Größe und Funktionsweise variieren. Diese Befeuchtungskonzepte erhöhen das Gewicht und den Bauraum des Brennstoffzellensystems. Die erhöhte Systemkomplexität senkt dessen Zuverlässigkeit und steigert zudem den Wartungsaufwand. Aus diesem Grund wird nach Möglichkeiten gesucht, auch ohne externe Gasbefeuchtung einen effizienten Betrieb zu gewährleisten. Bei der richtigen Auslegung und Betriebsweise kann eine Brennstoffzelle auch ohne externe Befeuchtung sicher betrieben werden. Wird eine identische Brennstoffzelle jedoch befeuchtet, kann deren Leistung im Vergleich zu der unbefeuchteten Zelle um bis zu 40% gesteigert werden [8].

In dieser Arbeit wird die partielle Rezirkulation des Kathodenabgases eines 12kW PEM-Brennstoffzellensystems untersucht. Bei diesem Konzept wird ein Teil der warmen, feuchten Kathodenabluft mit der Zuluft vermischt und der Brennstoffzelle wieder zugeführt. Dies ermöglicht eine definierte Sauerstoffabreicherung der Brennstoffzellenzuluft und damit des Systemabgases. Dabei ist mit einer geringeren Sauerstoffzufuhr eine Abnahme der Systemleistung verbunden. Die Zuluft wird beim Betrieb mit partieller Rezirkulation zusätzlich befeuchtet und erwärmt. Dadurch soll die Wasser- und Temperaturverteilung in der Brennstoffzelle homogenisiert werden. Auf diesem Weg kann den Leistungsverlusten aufgrund der geringeren Sauerstoffzufuhr entgegengewirkt werden. Neben der zusätzlichen Befeuchtung ermöglicht die partielle Rezirkulation höhere Strömungsgeschwindigkeiten in der Brennstoffzelle bei gleichen Ein- und Ausgangsvolumenströmen des Gesamtsystems im Vergleich zum offenen Betrieb der Brennstoffzelle. So kann eine gleichmäßigere Gasverteilung in der Brennstoffzelle ermöglicht werden. Insbesondere beim Betrieb mit einer geringen kathodenseitigen Stöchiometrie wird ein stabilerer Betrieb der Brennstoffzelle durch die partielle Rezirkulation erwartet.

Es gibt verschiedene Konzeptideen der partiellen Kathodengasrezirkulation einer Brennstoffzelle z.B. [9] und [10]. Bei Untersuchungen von [11] wurde die Kondition der Kathodenzuluft bei partieller Rezirkulation theoretisch bestimmt und ein entsprechender Betrieb einer PEM – Brennstoffzelle experimentell simuliert. Die Untersuchungen zeigen, dass sich Vorteile der partiellen Rezirkulation durch die zusätzliche Befeuchtung des Kathodengases am Eingang der Brennstoffzelle ergeben, wenn auf einen externen Gasbefeuchter verzichtet wird und zudem der Luftvolumenstrom in der Brennstoffzelle erhöht wird.

In der vorliegenden Arbeit steht hingegen die Bewertung des Konzeptes der partiellen Rezirkulation bzgl. der Eignung zur Sauerstoffabreicherung der Kathodenabluft unter Berücksichtigung des Wasserhaushalts der Brennstoffzelle im Vordergrund.

1.2 Aufgabenstellung

Schwerpunkt dieser Arbeit ist die Charakterisierung des Verhaltens eines 12kW PEM - Brennstoffzellensystems, in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration, dem Wassergehalt sowie der Temperatur der Kathodenluft bei partieller Rezirkulation. Als alternatives Konzept zur Sauerstoffabreicherung wird zudem der offene Betrieb der Brennstoffzelle mit verringertem Luftvolumenstrom untersucht und mit der partiellen Rezirkulation verglichen.

Für die Verwendung von sauerstoffabgereicherter Luft (*Oxygen Depleted Air* - ODA) ist eine maximale Sauerstoffkonzentration von 11% vorgesehen, die in das „fire protection system“ eines zivilen Flugzeugs geleitet wird. Dabei ist zu unterscheiden, ob die ODA zur Tankinertisierung des Flugzeuges oder zur Feuerunterdrückung im Frachtraum verwendet werden soll. Bei der Tankinertisierung muss die zugeführte Luft so trocken wie möglich sein, so dass sich kein Wasser im Tank sammeln kann und es zur Kontamination des Kerosins kommt. Für die Unterdrückung von Feuer im Frachtraum ist ein hoher Feuchtegehalt der Luft hingegen wünschenswert. So soll mit den Untersuchungen dieser Arbeit die Menge und Kondition der ODA bestimmt werden, die in Abhängigkeit von der Stromstärke sowie von der Betriebsweise des Brennstoffzellensystems zur Verfügung gestellt werden kann. Hierfür wird ein MATLAB - Simulink® - Modell erstellt, welches mit Hilfe der experimentellen Untersuchungen optimiert und validiert wird.

Bei dem Betrieb der Brennstoffzelle ist eine Kombination von abgesenktem Luftvolumenstrom und partieller Rezirkulation möglich. Im Rahmen einer Parameterstudie sollen dafür Kennfelder erstellt werden, mit denen die Luftkondition am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle bestimmt werden. In diesem Zusammenhang wird zudem der Einfluss der Umgebungsparameter auf die Kathodenluft bei den verschiedenen Betriebsweisen untersucht.

Wie bereits beschrieben wurde, ist die zusätzliche Befeuchtung der Kathodenzuluft eine wesentliche Intention der partiellen Rezirkulation. Das in der Arbeit verwendete System ist so ausgelegt, dass lediglich eine Befeuchtung der Anodenseite durch die Rezirkulation des Wasserstoffes ermöglicht wird. Die Kathodenseite kommt ohne Befeuchtung aus. Es soll dennoch geprüft werden, ob die Systemleistung durch die zusätzliche Befeuchtung gesteigert werden kann. Dafür wird untersucht, ob mit der zusätzlichen Kathodengasbefeuchtung höhere Betriebstemperaturen erreicht werden können ohne die Zellen dabei auszutrocknen. So kann die benötigte Kühlleistung der Brennstoffzelle zu Gunsten des Systemwirkungsgrades minimiert werden. Weiterhin kann durch eine erhöhte Betriebstemperatur die Reaktionskinetik verbessert und der ohm'sche Membranwiderstand verringert werden (vgl. Abschnitt 2.2.4 & 2.4.3). Dem steht jedoch die Reduktion der Reaktionsenthalpie und somit der Zellspannung mit steigenden Temperaturen entgegen (vgl. Abschnitt 2.2.2). Daher soll in den Untersuchungen dieser Arbeit die optimale Betriebstemperatur der Brennstoffzelle ermittelt werden. Mit Hilfe des erstellten Modells lässt sich u.a. die relative Feuchtigkeit der Kathodenluft am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle berechnen. Dies wird genutzt, um eine optimale Betriebstemperatur in Abhängigkeit von der relativen Feuchte zu bestimmen und anschließend experimentell zu überprüfen.

Die Aufgabenstellung dieser Arbeit setzt sich aus den nachfolgend aufgeführten Punkten zusammen:

- Durchführung einer verfahrenstechnischen Modellierung eines PEM-Brennstoffzellensystems mit partieller Rezirkulation des Kathodengases.
- Aufbau und Inbetriebnahme eines PEM-Brennstoffzellensystems mit partiell rezirkulierter Kathode.
- Durchführung einer Parameterstudie für den offenen Betrieb der Brennstoffzelle mit abgesenkter Stöchiometrie und dem Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation des Kathodenabgases.
 - Bestimmung des Einflusses der jeweiligen Betriebsweise auf die Ausgangsparameter und den Wasserhaushalt des Systems.
- Experimentelle Charakterisierung des Systems für den offenen Betrieb der Brennstoffzelle mit abgesenkter Stöchiometrie und dem Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation bei Betriebstemperaturen nach Herstellerangabe.
- Empirische Ermittlung von optimierten Betriebstemperaturen im offenen Normalbetrieb der Brennstoffzelle.
- Experimentelle Charakterisierung des Systems für den offenen Betrieb der Brennstoffzelle mit abgesenkter Stöchiometrie und dem Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation bei optimierten Betriebstemperaturen.
- Bewertung der Betriebskonzepte hinsichtlich Systemstabilität, Wirkungsgrad und Eignung zur Sauerstoffabreicherung unter Berücksichtigung des Wasserhaushalts der Brennstoffzelle.

1.3 Aufbau der Arbeit

Für ein besseres Verständnis dieser Arbeit werden die theoretischen Grundlagen zur Funktionsweise einer PEM-Brennstoffzelle sowie dessen Wasserhaushalt zu Beginn näher erläutert.

Auf dieser Grundlage wird das Konzept der partiellen Rezirkulation weiter diskutiert. Es folgt die Beschreibung des erstellten Rechenmodells in MATLAB-Simulink® mit dem im Anschluss eine theoretische Analyse des Systems durchgeführt wird, mit der u.a. der Einfluss verschiedener Betriebs- und Umgebungsparameter auf die Kondition der Kathodenluft untersucht wird. Das Modell wird anschließend experimentell validiert und zur weiteren Versuchsplanung verwendet.

Weiterhin wird auf die verfahrenstechnische Umsetzung sowie den Aufbau des Teststands eingegangen, der für die experimentellen Versuche verwendet wird.

Es folgen die experimentellen Untersuchungen, mit denen die Fragestellungen dieser Arbeit beantwortet und abschließend diskutiert werden.

Zum Schluss werden die wichtigsten Ergebnisse noch einmal zusammengefasst und ein Ausblick auf künftige Arbeiten gegeben.

Über die Gasverteilerplatten (engl. Flow Field) werden die Reaktionsgase zunächst in die Brennstoffzelle geleitet und gleichmäßig verteilt. Die Medien strömen durch die aus Kohlenstoff bestehenden Gasdiffusionslagen (GDL) zur Katalysatorschicht¹ der beiden Elektroden. Die GDL's bilden so den elektrisch leitenden Kontakt des Katalysators zu den Gasverteilerplatten, über die der weitere Ladungstransport zum externen Stromkreis ermöglicht wird. Auf dem gleichen Weg wird die entstandene Reaktionswärme aus der Zelle geleitet.

Aufgrund der Potentialdifferenz zwischen Brenngas und Oxidationsmittel, haben die Wasserstoffmoleküle das Bestreben, sich zu dissoziieren und mit dem Sauerstoff eine Bindung einzugehen. Diese Reaktion findet in zwei voneinander getrennten Teilreaktionen statt, da sich eine semipermeable² Elektrolytmembran zwischen den beiden Elektroden befindet und die Reaktionsgas separiert. Der verwendete Elektrolyt besteht dabei aus einer dünnen Polymerfolie, die meist aus Nafion[®] gefertigt ist [14]. Die Katalysatorschicht sowie die Gasdiffusionslagen sind beidseitig fest mit dem Elektrolyten verbunden. Sie bilden damit eine Membran-Elektroden-Einheit (engl. membrane electrode assembly (MEA)).

Der mit den Elektroden verbundene Katalysator senkt die Aktivierungsenergie der chemischen Reaktion und ermöglicht bzw. beschleunigt so die Reaktion (vgl. Abschnitt 2.2.4). Die chemischen Teilreaktionen finden dabei nur an den Dreiphasengrenzen zwischen Gasraum, Katalysator und Elektrolyt statt. Die anodenseitige Teilreaktion ist in Abbildung 2.2 schematisch dargestellt.

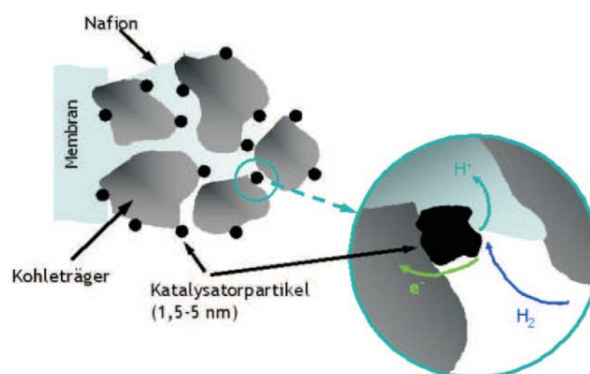
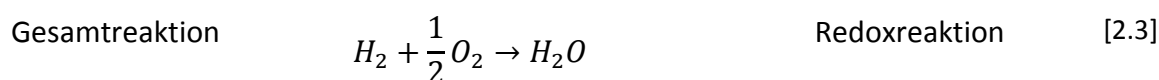
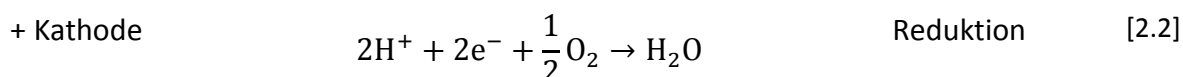
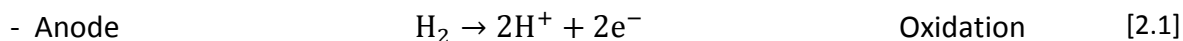


Abbildung 2.2: Dreiphasengrenze an der Anode [18]

Anodenseitig adsorbiert der Wasserstoff am Katalysator und dissoziiert zu Wasserstoffatomen, die unter Abgabe ihrer Elektronen oxidieren (Gl.2.1). Die Elektronen wandern nun unter der Verrichtung von elektrischer Arbeit über einen externen Stromkreis zur Kathode, während die H^+ -Ionen direkt durch die Membran zur Kathode gelangen. Dort adsorbiert der zugeführte Sauerstoff mit dem Katalysator und wird unter Aufnahme von je zwei Elektronen und H^+ -Ionen zu Wasser reduziert (Gl.2.2). Das Reaktionswasser wird anschließend zusammen mit den nicht reagierten Bestandteilen der Luft über die GDL's und Gasverteilerplatten wieder aus dem System geleitet.

Elektrodenreaktionen:



¹ Die Katalysatorschicht besteht aus einer Kohlenstoffmatrix, auf der Katalysatorpartikel aufgebracht sind. Als Katalysator wird bei der Brennstoffzelle meist Platin verwendet.

² Semipermeabilität: Nur für bestimmte Stoffe durchlässig. Nafion[®] ist ein elektrischer Isolator, kann jedoch Protonen leiten.

Zur Leistungssteigerung einer Brennstoffzelle werden mehrerer Einzelzellen in Reihe zu einem Stapel (engl. Stack) zusammengeschaltet (Abbildung 2.3). Dadurch können die Einzelzellspannungen addiert und somit die Gesamtleistung der Brennstoffzelle erhöht werden.

In einem Stack werden Bipolarplatten verwendet. Dies sind beidseitig geprägte oder gefräste Gasverteilerplatten (meist aus Graphit), die für die Verbindung zwischen den einzelnen MEAs verwendet werden. Sie sorgen für einen beidseitig elektrisch leitenden Kontakt zwischen den MEAs und ermöglichen so den Transport von Elektronen, die bei der Wasserstoffoxidation freigesetzt wurden, zu der Kathode der benachbarten Zelle um dort die Reduktion des Sauerstoffes zu ermöglichen.

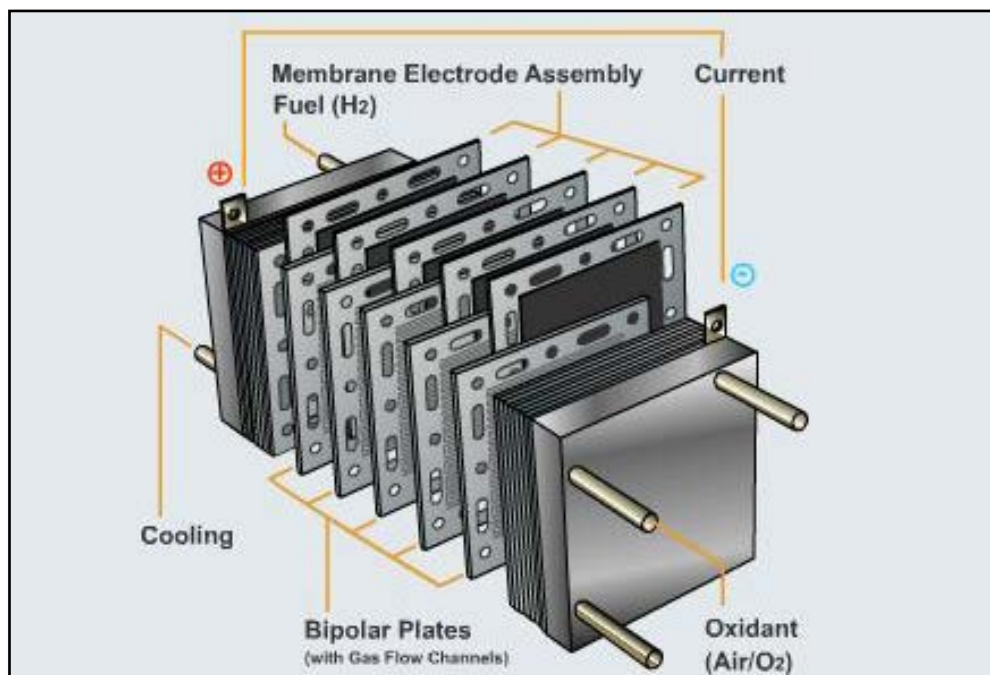


Abbildung 2.3: Stackaufbau [37]

Die bei der Reaktion entstandene Wärmemenge wird bei einer Brennstoffzelle zunächst für das Erreichen der Betriebstemperatur verwendet. Die überschüssige Wärmeenergie wird dann als Verlustwärme aus dem System geführt. Bei dem in dieser Arbeit verwendeten System geschieht dies über Kühlwasser, welches zwischen zwei Bipolarplatten ebenfalls durch Strömungskanäle fließt.

An den beiden äußeren Bipolarplatten des Stacks befinden sich Stromsammelplatten, mit denen schließlich der erzeugte Strom in den äußeren Stromkreis geleitet werden kann.

Zusammengehalten wird der Stack mit Hilfe von Endplatten, die miteinander verspannt sind und so einen homogenen Anpressdruck zwischen den Komponenten des Stacks ermöglichen. Dadurch wird zum einen der elektrische Kontaktwiderstand zwischen den Komponenten verringert und somit die Verluste minimiert (vgl. Abschnitt 2.2.4). Zum anderen wird dadurch die Abdichtung des Stacks ermöglicht, sodass die Reaktionsmedien nicht entweichen können.

2.1.2 Energetische Betrachtung

Erster Hauptsatz der Thermodynamik

Nach dem ersten Hauptsatz der Thermodynamik (Gl.2.4), kann Energie in einem geschlossenen System (Kontrollvolumen) weder generiert, noch vernichtet werden. Lediglich die Umwandlung von einer Energieform in eine andere ist möglich.

$$\Delta E = Q + W \quad [2.4]$$

So entspricht bei einer chemischen Reaktion die Summe von der zu- bzw. abgeführten Wärme Q und der Arbeit W , der Energieänderung ΔE in einem System. Bei Fluiden ist die Änderung der Energie als Summe der kinetischen Energie ΔE_K , der potentiellen Energie ΔE_P und der inneren Energie ΔU definiert (Gl.2.5). In einer Brennstoffzelle liegt jedoch eine stationäre Strömung vor, sodass sich die kinetische sowie potentielle Energie des Gases mit der Zeit nicht ändert. Die Änderung der Energie in dem System entspricht somit der Änderung der inneren Energie (Gl.2.6).

$$\Delta E = \Delta E_K + \Delta E_P + \Delta U \quad [2.5]$$

$$\Delta E = \Delta U \quad [2.6]$$

Bei der chemischen Reaktion eines Gasmisches unter konstantem Druck (isobare Zustandsänderung), dehnt sich das Gas aus, sobald Wärme zugeführt wird. Dabei wird Volumenänderungsarbeit verrichtet. Die Energieänderung des Systems kann daher entsprechend Gleichung 2.7 beschrieben werden.

$$\Delta U = Q + W = Q + p \cdot \Delta V \quad [2.7]$$

Die Reaktionswärme Q beschreibt die Wärmeänderung zwischen zwei Zuständen. Bei einer exothermen Reaktion wird Wärme abgegeben. Dadurch bekommt die Reaktionswärme ein negatives Vorzeichen. Bei einer endothermen Reaktion ist die Reaktionswärme hingegen positiv, da Wärme aufgenommen wird. Damit ist die Reaktionswärme als Prozessgröße von dem Prozess abhängig. Um die Wärmeänderung in dem System prozessunabhängig beschreiben zu können, wird eine neue Zustandsgröße, die Enthalpie ΔH für isobare Zustandsänderungen definiert. Die Reaktionsenthalpie entspricht somit dem Anteil der inneren Energie ΔU , die nicht in Volumenänderungsarbeit umgewandelt wird.

$$\Delta H = \Delta U - p \cdot \Delta V \quad [2.8]$$

Zweiter Hauptsatz der Thermodynamik

Nach dem zweiten Hauptsatz der Thermodynamik ist ein thermodynamischer Prozess nicht vollständig reversibel. Die irreversiblen Verluste werden mit Hilfe einer weiteren Zustandsgröße definiert, der Entropie S . Die Entropieänderung ΔS beschreibt die Zunahme der Unordnung in einem System. So kann ein chemischer Prozess nur dann freiwillig ablaufen, wenn sich dadurch die Entropie erhöht.

In der Natur wird stets ein Gleichgewichtszustand angestrebt. Die Entropie in einem System nimmt daher solange zu, bis dieser Zustand erreicht ist. Durch die Entropie wird somit auch die Richtung festgelegt, in die ein Prozess abläuft.

2.1.3 Thermodynamischer Wirkungsgrad

Mit Hilfe der Gibbs-Helmholtz-Gleichung wird die Reaktionsenthalpie ¹ ΔG definiert (Gl.2.9). Durch sie wird die Enthalpie mit der Entropie verknüpft und damit der erste und zweite Hauptsatz der Thermodynamik zusammengefasst. Das Produkt von Temperatur T und Entropieänderung ΔS entspricht dabei der freigesetzten Reaktionswärme. Somit ist ΔG der maximale Anteil der Enthalpie ΔH , der in Arbeit umgewandelt werden kann.

$$\Delta G = \Delta H - T \cdot \Delta S \quad [2.9]$$

Die Bildungsenthalpie sowie die Entropie von Stoffen können nur experimentell ermittelt werden. Die entsprechenden Werte für die Edukte und Produkte einer Brennstoffzelle sind in Tabelle 2.1 aufgeführt. Diese Werte gelten unter Standardbedingungen ² und beziehen sich dabei auf ein Mol ³ des jeweiligen Stoffes.

Stoff	ΔH^0 [kJ/mol]	ΔG^0 [kJ/mol]	S^0 [kJ/K · mol]
O ₂ - Sauerstoff	0	0	0,20514
H ₂ - Wasserstoff	0	0	0,13068
H ₂ O(L) - Wasser, flüssig	-285,83	-237,13	0,06991
H ₂ O(G) - Wasser, gasförmig	-241,82	-228,57	0,18883

Tabelle 2.1: Standard Bildungsenthalpie und Entropie von Sauerstoff, Wasserstoff und Wasser [15]

Dass es sich bei der Verbrennung von Wasserstoff um einen exothermen Prozess handelt, kann man an dem negativen Vorzeichen der Bildungsenthalpie erkennen. Um nun die freie Reaktionsenthalpie berechnen zu können, muss zunächst die Entropieänderung ΔS bestimmt werden. Sie berechnet sich aus der Entropiedifferenz zwischen den Edukten und Produkten der Wasserstoffverbrennung (Gl.2.10).

$$\Delta S^0 = S_{H_2O(L)}^0 - S_{H_2}^0 - \frac{1}{2} \cdot S_{O_2}^0 = -0,16334 \frac{kJ}{K \cdot mol} \quad [2.10]$$

Die Entropien der Edukte bei diesem Prozess sind zusammen größer als die des Produktes. Der Grund dafür liegt an der geringeren Teilchenzahl sowie der höheren Teilchenordnung des Produktwassers. Dies ist jedoch kein Widerspruch zu dem zweiten Hauptsatz der Thermodynamik, da die Entropie der Umgebung aufgrund der Wärmeentwicklung zunimmt und so die Entropiebilanz des Gesamtsystems positiv ist [17]. Die Reaktionsenthalpie lässt sich nun entsprechend Gleichung 2.11 berechnen.

$$\Delta G^0 = -285,83 \text{ kJ/mol} - 298,15 \text{ K} \cdot (-0,16334 \text{ kJ/K} \cdot \text{mol}) = -237,13 \text{ kJ/mol} \quad [2.11]$$

Der thermodynamische Wirkungsgrad η_{Th} der hier betrachteten Brennstoffzellenreaktion berechnet sich schließlich aus dem Verhältnis der freigesetzten Energie, die theoretisch in Arbeit umgewandelt werden kann und der gesamten Reaktionswärme, die freigesetzt wird (Gl.2.12).

$$\eta_{Th} = \frac{\Delta G}{\Delta H} = \frac{\Delta H - T\Delta S}{\Delta H} = 1 - \frac{T\Delta S}{\Delta H} = \frac{-237,23 \frac{kJ}{mol}}{-285,83 \frac{kJ}{mol}} = 83\% \quad [2.12]$$

¹ Auch bekannt als freie Gibbs'sche Energie

² Standardbedingungen: $T^0 = 298,15 \text{ K} = 25^\circ \text{C}$, $p^0 = 1013,25 \text{ hPa}$; Index 0

³ Ein Mol entspricht $6,02214126 \cdot 10^{23}$ Teilchen eines Stoffes

2.1.4 Einfluss von Druck und Temperatur auf ΔG

In Gleichung 2.12 ist der direkte Zusammenhang zwischen dem thermodynamischen Wirkungsgrad und der Betriebstemperatur zu erkennen. Demnach nimmt der Wirkungsgrad linear mit zunehmender Temperatur ab (Tabelle 2.2). Dem wirkt jedoch ein erhöhtes Zellpotential entgegen, da sich die Spannungsverluste in einer Brennstoffzelle mit zunehmender Temperatur verringern. Auf diesen Zusammenhang wird weiter unten in Abschnitt 2.2.4 eingegangen. Die Enthalpie H und Entropie S sind nach dem Kirchhoff'schen Gesetz temperaturabhängige Funktionen (Gl.2.13 & 2.14). Um sie berechnen zu können, wird die spezifische Wärmekapazität c_p des jeweiligen Stoffes benötigt.

$$H_T = H_{298,15K} + \int_{298,15}^T c_p dT \quad [2.13]$$

$$S_T = S_{298,15K} + \int_{298,15}^T \frac{c_p}{T} dT \quad [2.14]$$

Die Wärmekapazität ist wiederum ein temperaturabhängiger Wert, der für verschiedene Stoffe und Temperaturen empirisch ermittelt werden kann. Die berechneten Werte von ΔH , ΔG und ΔS für Wasser bei verschiedenen Temperaturen sind in Tabelle 2.2 aufgeführt.

Temperatur	ΔH [kJ/mol]	ΔG [kJ/mol]	ΔS [kJ/K · mol]	η_{Th} [%]
298,15K \cong 25°C	-286,02	-237,34	-0,16334	83,0
333,15K \cong 60°C	-284,85	-231,63	-0,15975	81,3
353,15K \cong 80°C	-284,18	-228,42	-0,15791	80,4
373,15K \cong 100°C	-283,52	-225,24	-0,15617	79,4

Tabelle 2.2: Bildungsenthalpie und Entropie von Wasser bei verschiedenen Temperaturen [12]

Auch der Betriebsdruck der Brennstoffzelle beeinflusst die Reaktionsenthalpie. So ist die Druckabhängigkeit durch die Volumenänderung bei der Reaktion entsprechend Gleichung 2.15 gegeben. Aus ihr geht hervor, dass die Reaktionsenthalpie bei zunehmendem Druck ansteigt. $G(p^0)$ entspricht hierbei dem Referenzwert der Reaktionsenthalpie unter Standardbedingungen.

$$G_p = G(p^0) + \int_{p^0}^p V_m dp \quad [2.15]$$

Das molare Volumen V_m der Reaktionsgase kann mit Hilfe der allgemeinen Gasgleichung 2.16 in Abhängigkeit vom Druck bei einer bestimmten Temperatur berechnet werden. Hierbei ist zu beachten, dass die allgemeine Gasgleichung nur bei der Betrachtung von idealen Gasen gültig ist. R steht hierbei für die universelle Gaskonstante ($R = 8,314472 \text{ J/mol K}$) und dient als Proportionalitätskonstante der allgemeinen Gasgleichung.

$$V_m = \frac{R \cdot T}{p} \quad [2.16]$$

Durch Einsetzen von Gleichung 2.16 in 2.15 und anschließender Integration erhält man schließlich eine Gleichung, mit der es möglich ist, den Wert für die Reaktionsenthalpie in Abhängigkeit vom Betriebsdruck und der Temperatur zu bestimmen.

$$\Delta G = \Delta G^0 + R \cdot T \cdot \ln\left(\frac{p}{p^0}\right) \quad [2.17]$$

2.2 Elektrochemie

Mit Hilfe der Elektrochemie werden chemische Reaktionen beschrieben, bei denen elektrische Ladungen abgegeben oder transportiert werden. In diesem Abschnitt werden die elektrochemischen Vorgänge erläutert, die zur Erzeugung der Zellspannung führen und mit welchen Verlusten sie behaftet sind. Weiterhin wird der Einfluss von Druck und Temperatur auf die Zellspannung für ein besseres Systemverständnis dargestellt.

2.2.1 Reversible Zellspannung

Führt man einer Brennstoffzelle die entsprechenden Reaktionsgase zu, entsteht zwischen den Elektroden eine elektrische Spannung U_0 . Diese Spannung entsteht aufgrund der Konzentrationsdifferenz von Wasserstoff an der Anode und Sauerstoff an der Kathode.

Die elektrochemische Redoxreaktion in einer Brennstoffzelle findet in zwei voneinander getrennten Teilreaktionen statt, wobei die Teilsysteme aus der jeweiligen Elektrode, dem Elektrolyt sowie den Edukten bestehen. Zwischen Elektrode und Elektrolyt bildet sich eine Phasengrenze aus, die als elektrolytische Doppelschicht bezeichnet wird. Die Elektroden sowie der Elektrolyt in Verbindung mit den Edukten haben unterschiedliche chemische Potentiale ¹ μ_i , sodass sich eine chemische Potentialdifferenz einstellt. Zur Erhaltung des thermodynamischen Gleichgewichts, wirkt dem ein elektrisches Potential φ_i entgegen, welches durch einen Ladungstransport unter Verrichtung von elektrischer Arbeit W_{el} entsteht (Gl.2.18). Hierbei entspricht das Produkt aus Ladungszahl² z_i und Faraday Konstante³ F der beteiligten elektrischen Ladung.

$$W_{el} = z_i \cdot F \cdot \varphi_i \quad [2.18]$$

Das elektrochemische Potential $\tilde{\mu}_i$ ist definiert als die Summe des chemischen Potentials und der elektrischen Arbeit, die für den Potentialausgleich benötigt wird (Gl.2.19).

$$\tilde{\mu}_i = \mu_i + z_i \cdot F \cdot \varphi_i \quad [2.19]$$

Das elektrochemische Gleichgewicht an einer Phasengrenze wird erreicht, sobald das elektrochemische Potential der Elektrode und des Elektrolyten gleich sind. Dabei bildet sich eine elektrische Potentialdifferenz $\Delta\varphi$ zwischen dem Potential der Elektrode $\varphi_{Elektrode}$ und dem Potential des Elektrolyten φ_{El} , die auch Galvani-Spannung genannt wird (Gl.2.20).

$$\Delta\varphi = \varphi_{Elektrode} - \varphi_{El} \quad [2.20]$$

In der vereinfachten Modellvorstellung nach Helmholtz entspricht die elektrolytische Doppelschicht einem Plattenkondensator [18]. Die Ladungsträger in der Elektrode sind dabei die Elektronen. Im Elektrolyten sind es die Protonen. Das Potential einer einzelnen Elektrode kann jedoch nicht gemessen werden, da nur die Potentialdifferenz zu einer Bezugselektrode messbar ist. Daher wurde die elektrochemische Spannungsreihe eingeführt, in der die Standardelektrodenpotentiale von Redox-Paaren aufgelistet sind. Als Bezugspunkt dient die Normal-Wasserstoff-Elektrode, deren Potential als Null Volt definiert wurde.

¹ Das chemische Potential μ_i eines Stoffes ist ein Maß für die freie Energiemenge, die ein Mol des Stoffes enthält.

² z_i entspricht der Ladungszahl der an der Reaktion beteiligten Elektronen. (hier $z_i = 2$)

³ Faraday Konstante $F = 96485 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$

An beiden Elektroden bildet sich ein Potential zum Elektrolyten aus. Der Potentialverlauf zwischen der Anode zum Elektrolyten und weiter zur Kathode ist in Abbildung 2.4 schematisch dargestellt¹. Elektrode I stellt dabei die Kathode dar. Elektrode II steht für die Anode.

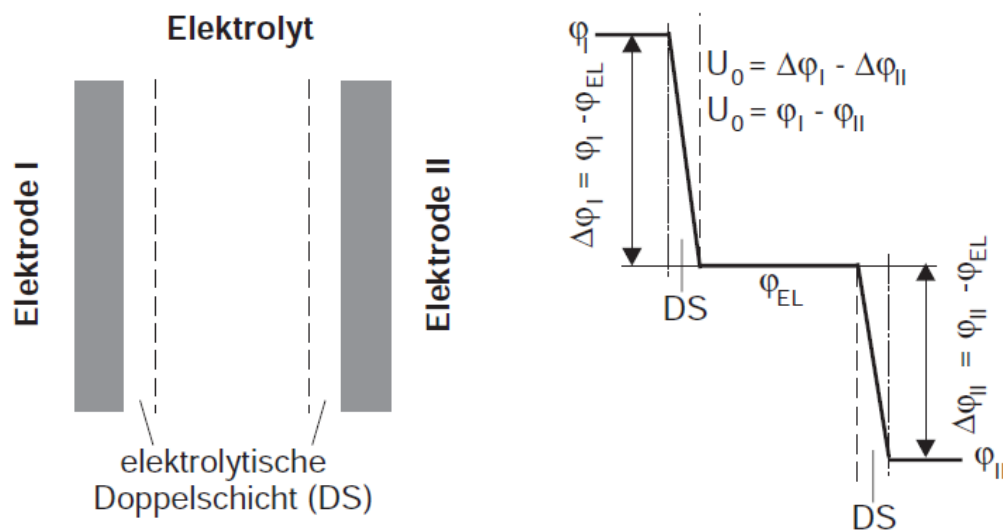


Abbildung 2.4: Potentialverlauf zwischen zwei Elektroden [16]

Befindet sich das System im Gleichgewicht, bei dem kein Elektronentransfer über den äußeren Stromkreis der Brennstoffzelle stattfindet, ergibt sich die reversible Zellspannung U_0 aus der Differenz der elektrischen Einzelpotentiale. Durch die Definition des Elektrodenpotentials der Wasserstoffelektrode / Anode zu Null Volt, entspricht die Zellspannung dem elektrodenpotential der Kathode.

$$U_0 = \varphi_{Kathode} \quad [2.21]$$

Durch Umformen und Einsetzen von Gleichung 2.18, lässt sich die reversible Zellspannung der Brennstoffzelle wie folgt berechnen.

$$U_0 = \frac{W_{el}}{z_i \cdot F} \quad [2.22]$$

Die elektrische Arbeit entspricht dabei der Reaktionsenthalpie ΔG , die bei der chemischen Reaktion freigesetzt wird (vgl. Abschnitt 2.1.3). Definitionsgemäß ist die Zellspannung bei freiwillig ablaufenden Reaktionen positiv, sodass sich das Vorzeichen ändert.

$$W_{el} = -\Delta G^0 = 237,13 \text{ kJ/mol} \quad [2.23]$$

Nach Einsetzen der entsprechenden Werte ergibt sich schließlich die reversible Zellspannung unter Standardbedingungen zu 1,23V.

$$U_0^0 = \frac{237,13 \text{ kJ/mol}}{2 \cdot 96,485 \text{ As/mol}} = 1,23 \text{ V} \quad [2.24]$$

¹ Der lineare Potentialverlauf zwischen den Elektroden ist eine vereinfachte Modellvorstellung, die im Rahmen dieser Arbeit nicht genauer betrachtet werden soll.

2.2.2 Einfluss von Druck und Temperatur auf U_0

Die Abhängigkeit der reversiblen Zellspannung von Betriebsdruck und -temperatur lässt sich analog zu der Abhängigkeit der Reaktionsenthalpie bestimmen (vgl. Abschnitt 2.1.4). In diesem Fall wird die Reaktionsenthalpie durch die reversible Zellspannung ersetzt (Gl.2.25). Hierbei ist der zuvor beschriebene Vorzeichenwechsel zu beachten.

$$\Delta G = \Delta G^0 + R \cdot T \cdot \ln\left(\frac{p}{p^0}\right) \quad [2.17]$$

$$U_0 = U_0^0 - \frac{R \cdot T}{z_i \cdot F} \cdot \ln\left(\frac{p}{p^0}\right) \quad [2.25]$$

In Abbildung 2.5 ist die Abhängigkeit der reversiblen Zellspannung von Druck und Temperatur für eine PEM Brennstoffzelle dargestellt.

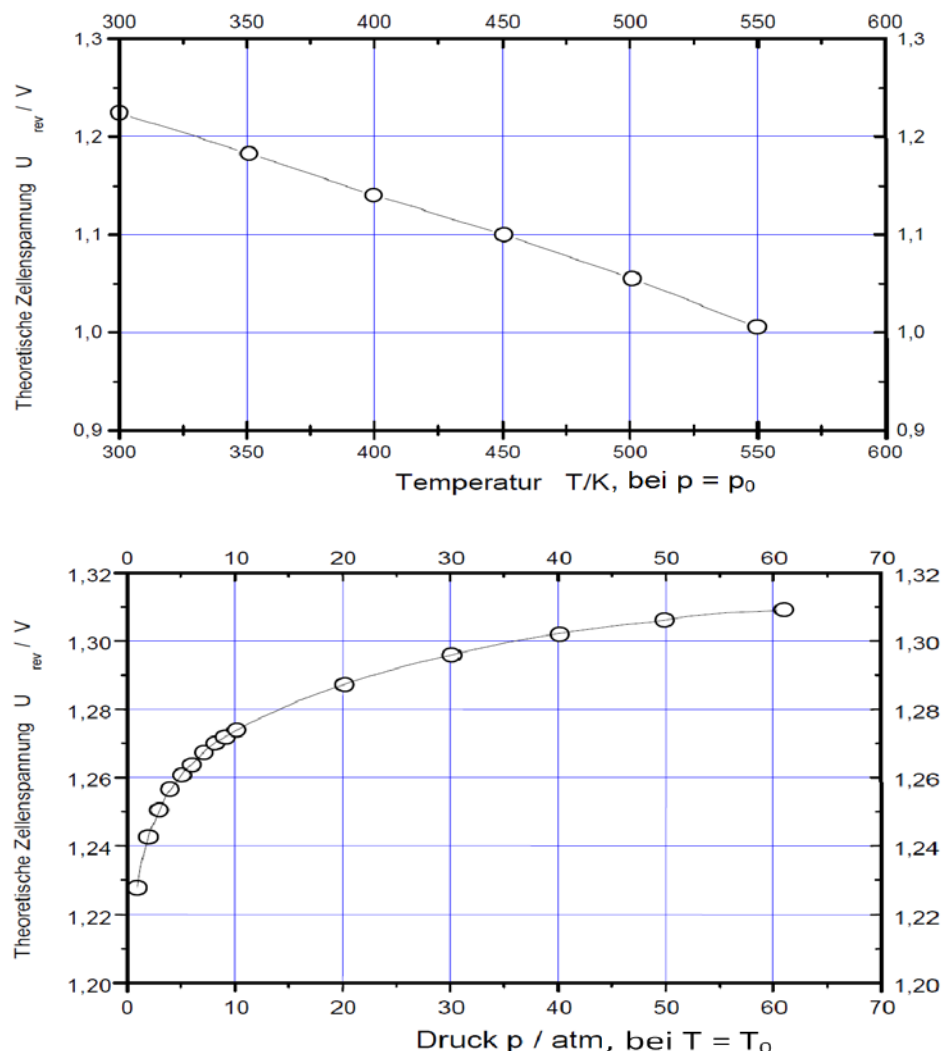


Abbildung 2.5: Reversible Zellspannung in Abhängigkeit von p und T [27]

Die reversible Zellspannung sinkt demzufolge mit zunehmender Betriebstemperatur und steigt mit zunehmendem Druck an. Möchte man die Zellspannung mit Hilfe eines höheren Betriebsdruckes steigern, muss dabei jedoch beachtet werden, dass auch der Energieaufwand der Medienzufuhr steigt und dadurch der Gesamt-Systemwirkungsgrad verringert werden kann.

2.2.3 Einfluss der Sauerstoffkonzentration auf U_0

Neben dem Betriebsdruck sowie der Temperatur einer Brennstoffzelle beeinflusst auch die Aktivität ¹ a_i ihrer Edukte und Produkte deren Zellspannung. Das Verhältnis der Aktivitäten von Edukten und Produkten einer chemischen Reaktion wird mit Hilfe des Massenwirkungsgesetzes (Gl.2.26) beschrieben. Es ergibt die Gleichgewichtskonstante Q . Im Nenner stehen dabei die Edukte der Reaktion, im Zähler das Produkt. Der Exponent der jeweiligen Aktivitäten entspricht dabei der Anzahl an Teilchen, die an der chemischen Reaktion teilnehmen.

$$Q = \frac{a_{H_2O}}{a_{H_2} \cdot a_{O_2}^{1/2}} \quad [2.26]$$

Setzt man Q anstelle des Druckverhältnisses aus Gleichung 2.25, erhält man die sogenannte Nernstgleichung 2.27, mit der sich die reversible Zellspannung in Abhängigkeit von den Aktivitäten berechnen lässt. Betrachtet man ideale Gasgemische, kann weiterhin die Aktivität vereinfacht durch die Partialdrücke der Reaktionsmedien ersetzt werden (Gl.2.28) [14].

$$U_0 = U_0^0 - \frac{R \cdot T}{z_i \cdot F} \cdot \ln(Q) \quad [2.27]$$

$$U_0 = U_0^0 + \frac{R \cdot T}{z_i \cdot F} \cdot \ln\left(\frac{p_{H_2} \cdot \sqrt{p_{O_2}}}{p_{H_2O}}\right) \quad [2.28]$$

Diese Gleichung gilt für gasförmiges Wasser als Reaktionsprodukt. Bei flüssigem Wasser kann der Wasserdampfpartialdruck durch eins ersetzt werden [12]. Aus Gleichung 2.28 ist ersichtlich, dass die Zellspannung bei einem größeren Sauerstoffpartialdruck steigt. Bei Verwendung von reinem Sauerstoff kann also eine maximale Zellspannung erreicht werden. Um nun die Differenz der reversiblen Zellspannung zu bestimmen, die sich bei unterschiedlichen Sauerstoffpartialdrücken ergeben, können die entsprechenden Sauerstoffkonzentrationen eingesetzt werden (Gl.2.30), da nach dem Gesetz von Dalton der Partialdruck proportional zu der Konzentration ist (Gl.2.29).

$$p_{O_2} = c_{O_2} \cdot p_{ges} \quad [2.29]$$

$$\Delta U_0 = \Delta U_{0,Luft} - \Delta U_{0,ODA} = \frac{R \cdot T}{z_i \cdot F} \cdot \ln\left(\sqrt{\frac{c_{O_2,Luft}}{c_{O_2,ODA}}}\right) \quad [2.30]$$

Mit Gleichung 2.30 kann somit der Zellspannungsverlust der Brennstoffzelle berechnet werden, wenn dem System anstatt von Umgebungsluft, sauerstoffabgereicherte Luft (ODA) zugeführt wird. Beträgt die Sauerstoffkonzentration der Kathodenzuluft beispielsweise 15% anstatt 21%, ergibt sich bei einer Betriebstemperatur von 50°C ein Spannungsabfall von 3.3mV pro Zelle. Für ein System mit 60 Zellen, wie es in dieser Arbeit verwendet wird, entsteht somit ein Spannungsabfall von insgesamt 0,2V aufgrund der niedrigeren Sauerstoffkonzentration der Zuluft.

¹ Die Aktivität ist eine Maßzahl für die reale Zusammensetzung von Gemischen [14].

2.2.4 Elektrodenvorgänge und Kinetik

Die elektrochemische Reaktion der Brennstoffzelle finden in zwei voneinander getrennten Teilreaktionen in der elektrolytischen Doppelschicht zwischen dem Elektrolyt und der jeweiligen Elektrode statt (vgl. Abschnitt 2.2.1). Die Elektrodenreaktionen laufen dabei in mehreren Teilschritten ab. Dabei bestimmt der langsamste Teilschritt die Geschwindigkeit der Reaktion [15]. In Abbildung 2.5 sind die Teilschritte einer elektrochemischen Elektrodenreaktion schematisch dargestellt.

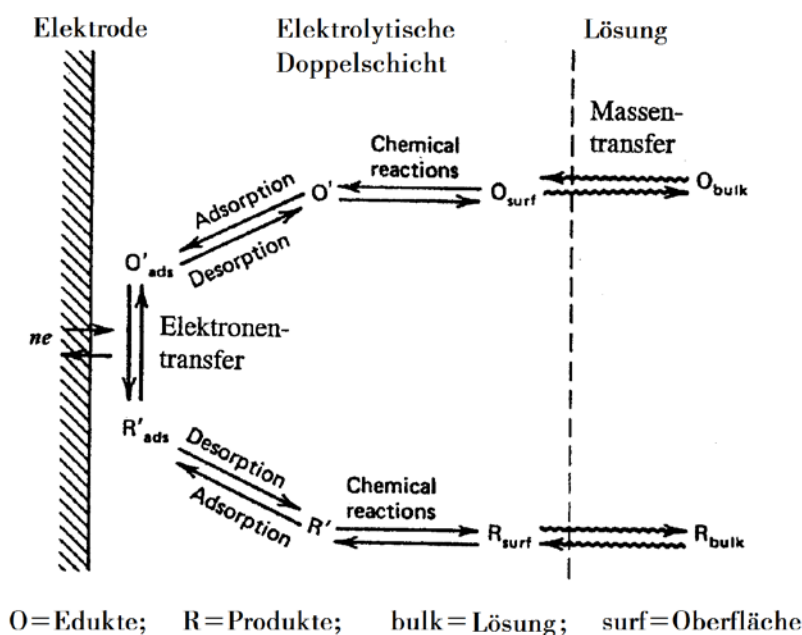


Abbildung 2.6: Teilschritte einer elektrochemischen Elektrodenreaktion [27]

Wasserstoffoxidation

Zunächst gelangt der molekulare Wasserstoff durch Diffusions- und Konvektionsvorgänge zu der Katalysatorschicht der Anode. Dort adsorbiert der Wasserstoff an der Katalysatoroberfläche und dissoziiert zu Wasserstoffatomen, die unter Abgabe ihrer Elektronen oxidieren. Es kommt zum Durchtritt der Elektronen in die Anode. Die freigesetzten H^+ -Ionen gelangen dabei nach der Desorption von der Katalysatoroberfläche in den Elektrolyt.

Sauerstoffreduktion

Die Reaktionsabläufe der Sauerstoffreduktion sind dagegen etwas komplexer, da es neben der direkten Reduktion des Sauerstoffes verschiedene indirekte Reaktionswege mit verschiedenen Zwischenprodukten gibt [19]. Der molekulare Sauerstoff gelangt analog zum Wasserstoff durch Diffusions- und Konvektionsvorgänge zu der Katalysatorschicht der Kathode. Bei der direkten Reduktion adsorbiert der zugeführte Sauerstoff an der Katalysatoroberfläche. Unter Aufnahme von je vier Elektronen und H^+ -Ionen wird der Sauerstoff schließlich zu Wasser reduziert (Gl.2.31).



Die indirekte Reduktion kann nach [20] in zwei aufeinander folgenden Reaktionen beschrieben werden. Dabei wird der adsorbierte Sauerstoff zunächst unter Aufnahme von je zwei Elektronen und H^+ -Ionen zu Wasserstoffperoxid reduziert (Gl.2.32). Daraufhin erfolgt die Reduktion des Wasserstoffperoxids zu Wasser (Gl.2.33).



Die Zellspannung hängt nach Abschnitt 2.2.1 von der chemischen Potentialdifferenz der Reaktionsmedien ab. Durch die Zwischenstufe ergeben sich daher auch unterschiedliche reversible Zellspannungen, die sich von der einer direkten Sauerstoffreduktion unterscheidet.

Das Wasserstoffperoxid kann mitunter von der Katalysatoroberfläche desorbiert werden, sodass keine weitere Reduktion zu Wasser mehr möglich ist und sich ein Mischpotential ausbildet [21], [19].

Aktivierungsenergie

Für die chemische Reaktion zweier Stoffe muss zunächst eine Aktivierungsenergie aufgebracht werden, um u.a. die Elektronenpaarbindung zwischen den Molekülen der Edukte aufzubrechen. Nach der Dissoziation der Edukte nehmen sie einen energetisch ungünstigen Übergangszustand an. Die Aktivierungsenergie ist also die Energiemenge, die benötigt wird, um die Edukte in diesen Übergangszustand zu bringen (Abbildung 2.7).

Bei einer exothermen Reaktion, wie sie hier betrachtet wird, läuft der weitere Reaktionsprozess selbstständig ab, sobald der Übergangszustand erreicht wurde. Je geringer die notwendige Aktivierungsenergie ist, desto schneller wird der Übergangszustand erreicht. Die Geschwindigkeit einer Reaktion hängt daher von ihrer Aktivierungsenergie ab.

Diese Energie wird in Form von Wärme zugeführt. Somit kann der Übergangszustand einer chemischen Reaktion durch höhere Temperaturen oder Herabsetzen der Aktivierungsenergie schneller erreicht werden.

Mit Hilfe eines Katalysators kann die Aktivierungsenergie herabgesetzt werden. Der Katalysator geht mit den Edukten der Reaktion in einem Zwischenschritt eine energetisch günstigere Verbindung ein. So wird weniger Energie benötigt, um die Edukte in den Übergangszustand zu bringen, ohne dass der Katalysator dabei verbraucht wird. Durch die Katalyse wird also die Kinetik einer chemischen Reaktion verändert. Die freigesetzte Energie der Reaktion bleibt jedoch unverändert.

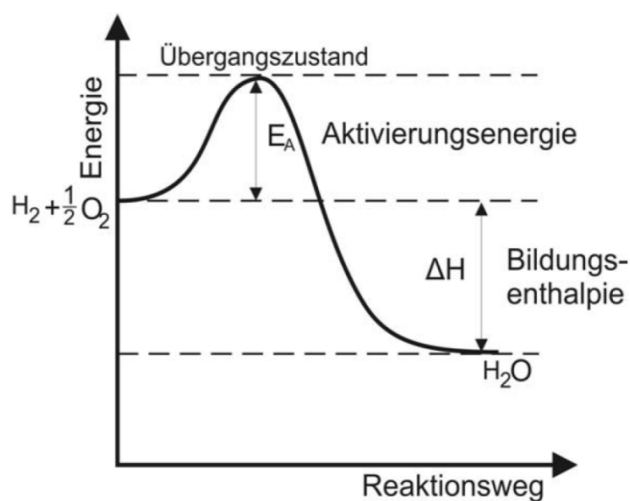


Abbildung 2.7: Aktivierungsenergie der Gesamtreaktion [24]

Überspannung

Befindet sich das System im dynamischen Gleichgewicht, kommt es zum stetigen Durchtritt von Ladungen zwischen Elektrolyt und Elektrode in beiden Richtungen. An beiden Elektroden der Brennstoffzelle finden also gleichzeitig Oxidations- und Reduktionsprozesse statt. Zwischen den beiden Elektroden der Brennstoffzelle fließt dabei kein Strom, da die Teilströme in beide Richtungen den gleichen Betrag haben (Gl.2.34). Hierbei ist der Oxidationsstrom positiv definiert und der Reduktionsstrom entsprechend negativ.

$$i_0 = i_{\text{ox}} = -i_{\text{red}} \quad [2.34]$$

Um die Leistung von Brennstoffzellen mit unterschiedlichen Reaktionsflächen besser miteinander vergleichen zu können, wird das Verhältnis der Stromstärke zur Elektrodenoberfläche verwendet. So erhält man die Stromdichte i . Die Stromdichte im dynamischen Gleichgewicht wird als Austauschstromdichte i_0 bezeichnet. Sie ist ein Maß für die Kinetik¹ einer elektrochemischen Reaktion. Je größer i_0 ist, desto schneller kann der Gleichgewichtszustand erreicht werden bzw. die Reaktion ablaufen. Die Austauschstromdichte ist somit ein Maß für die Güte des verwendeten Katalysators.

Bei einer Brennstoffzelle unterscheiden sich die Austauschstromdichten von Anode und Kathode. Bei Verwendung eines Platinkatalysators können bei der anodenseitigen Wasserstoffreduktion Austauschstromdichten von ca. 10^{-3} A/cm^2 erreicht werden [22]. Die kathodenseitige Sauerstoffreduktion verläuft dagegen deutlich langsamer. Dies liegt unter anderem an den verschiedenen Zwischenschritten dieser Reaktion. So werden an der Kathode wesentlich geringere Austauschstromdichten im Bereich von ca. 10^{-9} A/cm^2 erreicht [22]. Die Kathodenreaktion ist somit die geschwindigkeitsbestimmende Komponente der Brennstoffzellenreaktion.

Die Gesamtstromdichte i einer chemischen Reaktion entspricht der Summe von Oxidations- und Reduktionsstrom (Gl.2.35). Im Gleichgewicht beträgt die Gesamtstromdichte daher Null. Wird ein äußeres Potential angelegt, verschiebt sich dieses Gleichgewicht und es kommt zum Stromfluss.

$$i = i_{\text{ox}} - i_{\text{red}} \quad [2.35]$$

Sobald der Stromfluss einsetzt, weicht das Elektrodenpotential φ vom theoretisch erreichbaren Gleichgewichtspotential φ_0 ab. Diese Abweichung des Potentials wird als Überspannung η bezeichnet.

$$\eta = \varphi - \varphi_0 \quad [2.36]$$

Der Grund für die Verringerung des Elektrodenpotentials sind die Geschwindigkeiten der Elektrodenvorgänge während der chemischen Reaktion. Da diese endliche ist, wirkt der begrenzte Ladungstransport wie ein Widerstand. Ein Großteil dieser Verluste entsteht dabei durch die geringere Kinetik der Kathodenreaktion. Die Auswirkung der Anode ist daher vernachlässigbar [15], wird aber aus Gründen der Vollständigkeit weiter aufgeführt. Die Überspannung setzt sich aus verschiedenen Teilüberspannungen zusammen, die im Folgenden erläutert werden.

¹ Die Kinetik einer chemischen Reaktion entspricht deren zeitlichem Ablauf.

Die Gesamtüberspannung η berechnet sich nach Gleichung (2.37) als Summe aus der Durchtrittsüberspannung η_D , der Konzentrationsüberspannung η_k und der Ruheüberspannung η_0 .

$$\eta = \eta_D + \eta_k + \eta_0 \quad [2.37]$$

Durchtrittsüberspannung η_D

Die Durchtrittsüberspannung¹ entsteht durch die endliche Geschwindigkeit des Elektronendurchtritts durch die Phasengrenze von Elektrode und Elektrolyt. Sie ist daher direkt von der Kinetik der Elektrodenreaktion abhängig. Diesen Zusammenhang von Stromdichte und Durchtrittsüberspannung beschreibt die Butler-Volmer Gleichung (2.38).

$$i = i_{ox} - i_{red} = i_0 \left(e^{\left(\frac{n \cdot (1-\alpha) \cdot F \cdot \eta_D}{R \cdot T} \right)} - e^{\left(\frac{-n \cdot \alpha \cdot F \cdot \eta_D}{R \cdot T} \right)} \right) \quad [2.38]$$

Mit dem linken Ausdruck dieser Gleichung wird der Oxidationsvorgang einer elektrochemischen Reaktion beschrieben. Mit dem rechten Ausdruck der Reduktionsvorgang. Die Bedeutungen der einzelnen Terme in dieser Gleichung sind in folgender Tabelle zusammengefasst.

Symbol	Bedeutung	Symbol	Bedeutung
i	Stromdichte [A/cm ²]	F	Faraday-Konstante ² [C/mol]
i_0	Austauschstromdichte [A/cm ²]	η_D	Durchtrittsüberspannung [V]
n	Anzahl übertragener Elektronen	R	Universelle Gaskonstante ³ [J/mol K]
α	Symmetriefaktor	T	Temperatur [K]

Tabelle 2.3: Terme der Butler-Volmer Gleichung

Der Symmetriefaktor α beschreibt die Symmetrie der Exponentialfunktionen. Durch ihn wird die Abhängigkeit von Strom und Elektrodenpotential bestimmt [16]. Der Symmetriefaktor kann Werte zwischen 0 und 1 erreichen. Er ist abhängig vom Reaktant und dem Katalysatormaterial [23]. Bei experimentellen Untersuchungen ergeben sich meist Werte um die 0,5 [13].

Beim Betrieb einer Brennstoffzelle ist die Durchtrittsüberspannung an der Anode positiv. Durch Einsetzen in Gleichung (2.38) ist ersichtlich, dass an der Anode der Oxidationsvorgang dominiert. Kathodenseitig hat die Überspannung ein negatives Vorzeichen. Dementsprechend dominiert dort der Reduktionsvorgang. Ab einer Durchtrittsüberspannung von $\eta_D > 30\text{mV}$ kann die jeweilige Gegenreaktion vernachlässigt werden [16]. Daher lässt sich die Butler-Volmer Gleichung für die beiden Brennstoffzellenelektroden wie folgt vereinfachen.

$$i_{Anode} = i_{ox} = i_0 \cdot e^{\left(\frac{n \cdot (1-\alpha) \cdot F \cdot \eta_{D,Anode}}{R \cdot T} \right)} \quad [2.39]$$

$$i_{Kathode} = i_{red} = -i_0 \cdot e^{\left(\frac{-n \cdot \alpha \cdot F \cdot \eta_{D,Kathode}}{R \cdot T} \right)} \quad [2.40]$$

¹ Auch als Aktivierungsüberspannung bekannt

² Faraday Konstante $F = 96485 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$

³ Universelle Gaskonstante $R = 8,314 \text{ J} \cdot \text{mol}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

Durch Logarithmieren erhält man aus den Gleichungen (2.39) und (2.40) die sogenannten Tafelgleichungen (2.41) & (2.42) mit denen die logarithmischen Stromdichte in Abhängigkeit von der Durchtrittsüberspannung berechnet werden kann.

$$\ln i_{Anode} = \ln i_0 + \frac{(1 - \alpha) \cdot n \cdot F}{R \cdot T} \eta_{D,Anode} \quad [2.41]$$

$$\ln |i_{Kathode}| = -\ln i_0 + \frac{\alpha \cdot n \cdot F}{R \cdot T} \eta_{D,Anode} \quad [2.42]$$

Veranschaulicht wird dieser lineare Zusammenhang mit dem Tafeldiagramm (Abb.2.8). Die Steigung der Geraden ist ein direktes Maß für die Spannungsverluste, die aufgrund von kinetischer Hemmungen beim Ladungsdurchtritt entstehen [24]. Dabei ist die Steigung antiproportional zu den Verlusten.

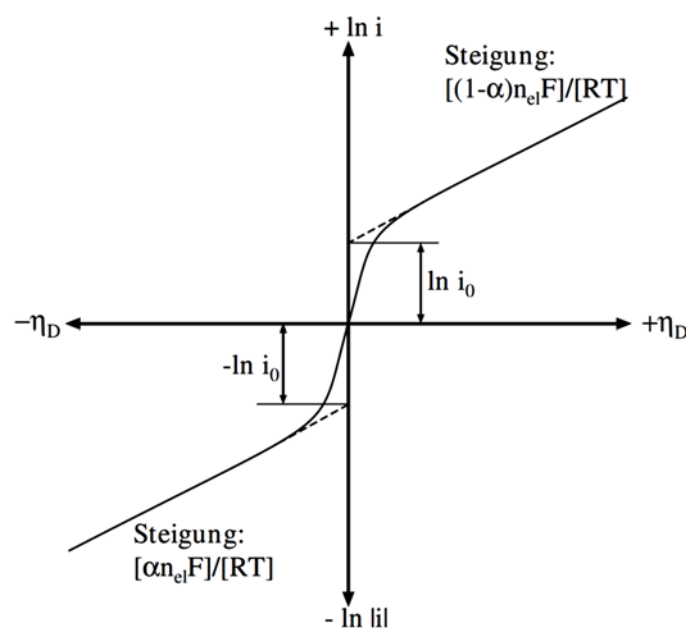


Abbildung 2.8: Tafel-Diagramm mit Austauschstromdichte [20]

Mit Hilfe von Experimenten lässt sich so der Symmetriefaktor α bestimmen. Weiterhin erhält man durch Extrapolation der Tafelgeraden den jeweiligen Schnittpunkt mit der y-Achse. Er entspricht dem natürlichen Logarithmus der Austauschstromdichte i_0 , die auf diesem Weg empirisch ermittelt werden kann. Mit diesen Werten lässt sich durch Umformen der Tafelgleichungen schließlich die Durchtrittsüberspannung bestimmen (Gl. 2.43 & 2.44).

$$\eta_{D,Anode} = \frac{R \cdot T}{(1 - \alpha) \cdot n \cdot F} \cdot \ln \left(\frac{i_{Anode}}{i_0} \right) \quad [2.43]$$

$$\eta_{D,Kathode} = \frac{-R \cdot T}{\alpha \cdot n \cdot F} \cdot \ln \left(\frac{i_{Kathode}}{i_0} \right) \quad [2.44]$$

Aufgrund dieser Gleichungen lässt sich ein proportionaler Zusammenhang zwischen Betriebstemperatur und Durchtrittsüberspannung vermuten. Mit steigender Temperatur wird jedoch die Austauschstromdichte erhöht, die wiederum die Durchtrittsüberspannung verringert.

Konzentrationsüberspannung η_k

Die Konzentrationsüberspannung entsteht durch die begrenzte Transportgeschwindigkeit der Reaktionsgase zur Dreiphasenzone, an der die Reaktion abläuft (vgl. Abschnitt 2.1.1). Sobald die Stromdichte erhöht wird, entsteht ein zunehmender Mangel an Edukten, da die Reaktionsgase nicht schnell genug zur Reaktionszone diffundieren können. Damit verbunden ist ein Konzentrationsabfall der Reaktionsgase an der Reaktionszone, der wie in Abschnitt 2.2.3 beschrieben ist, eine Verringerung der Zellspannung zur Folge hat.

In Abbildung 2.9 ist der Konzentrationsverlauf eines Reaktionsgases vor der Elektrodenfläche aufgetragen [24]. Im unbelasteten Zustand (1) bei dem kein Stoffumsatz stattfindet, ergibt sich eine Ausgangskonzentration c^0 . Sobald die Zelle belastet wird, kommt es zum Stromfluss und dementsprechend zum Umsatz des Reaktionsgases. Daraus resultiert eine geringere Stoffkonzentration c^S , die vom Belastungszustand abhängt (2 & 3). Mit zunehmender Belastungszeit sinkt die Stoffkonzentration auch in einem größeren Abstand von der Elektrodenoberfläche, bis ein stationärer Zustand erreicht ist (2a & 3a).

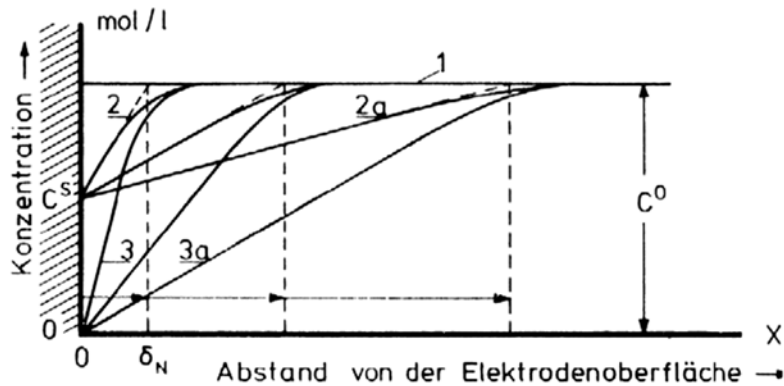


Abbildung 2.9: Konzentrationsverlauf an einer Elektrode [24]

Zur Berechnung der Konzentrationsüberspannung kann Gleichung 2.25 aus Abschnitt 2.2.2 verwendet werden. Dazu werden die Partialdrücke analog zu Gleichung 2.30 lediglich durch die Konzentrationen ersetzt.

$$U_0 = U_0^0 - \frac{R \cdot T}{z_i \cdot F} \cdot \ln\left(\frac{p}{p^0}\right) \quad [2.25]$$

$$U_0 = U_0^0 - \frac{R \cdot T}{z_i \cdot F} \cdot \ln\left(\frac{c^S}{c^0}\right) = U_0^0 - \eta_k \quad [2.45]$$

$$\eta_k = \frac{R \cdot T}{z_i \cdot F} \cdot \ln\left(\frac{c^S}{c^0}\right) \quad [2.46]$$

Solange genügend Reaktionsgase zur Reaktionszone gelangen können, weicht c^S nur geringfügig von der Ausgangskonzentration ab. Daher nimmt die Bedeutung der Konzentrationsüberspannung erst mit größeren Stromdichten zu.

An der Kathode wird der Transportvorgang des Sauerstoffes zur Dreiphasenzone im Gegensatz zur Anode zusätzlich durch die inerten Anteile der Zuluft und dem entstandenen Produktwasser gehemmt [25]. Aus diesem Grund sind besonders auf der Kathodenseite eine homogene Gasverteilung sowie eine effektive Produktwasserabfuhr vorteilhaft.

Ruheüberspannung η_0

Verluste, die nicht von der Belastung der Brennstoffzelle abhängen, werden als Ruheüberspannung bezeichnet. Sie können unterschiedliche Ursachen haben. Dazu gehören sich ausbildende Mischpotentiale, die aufgrund von Diffusionsvorgängen der Reaktionsgase durch die Membran die Zellspannung senken. Wie zu Beginn dieses Kapitels beschrieben wurde, kann aber auch die indirekte Sauerstoffreduktion an der Kathode zu Mischpotentialen führen.

Auch Fremdbestandteile der Reaktionsgase senken dessen Konzentration und somit nach Gleichung 2.45 die Zellspannung. Wenn sich in den Fremdbestandteilen zusätzlich Katalysatorgifte wie z.B. Kohlenstoffmonoxid CO befinden, kann es zur Vergiftung des Katalysators kommen. Dabei reagiert der Katalysator (Platin) dauerhaft mit dem CO und kann nicht mehr an der Reaktion teilnehmen.

Weiterhin wird die Zellspannung durch den Betriebsdruck sowie die Zelltemperatur beeinflusst (vgl. Abschnitt 2.2.2), sodass die Zellspannung verringert werden kann. So bilden sich in der Praxis meist Leerlaufzellspannungen von $U_0^0 = 1,0 - 1,2V$ [20], die geringer sind als die theoretisch erreichbare Zellspannung.

2.2.5 Strom-Spannungskennlinie

Eine Brennstoffzelle kann entsprechend Abbildung 2.10 als reale Spannungsquelle angesehen werden. Unter Belastung kommt es zum Ladungstransport in der Brennstoffzelle sowie dem äußeren Stromkreis. Der Ladungstransport im Elektrolyt wird dabei durch Ionen ermöglicht. In den Elektroden sowie dem äußeren Stromkreis übernehmen dies die Elektronen.

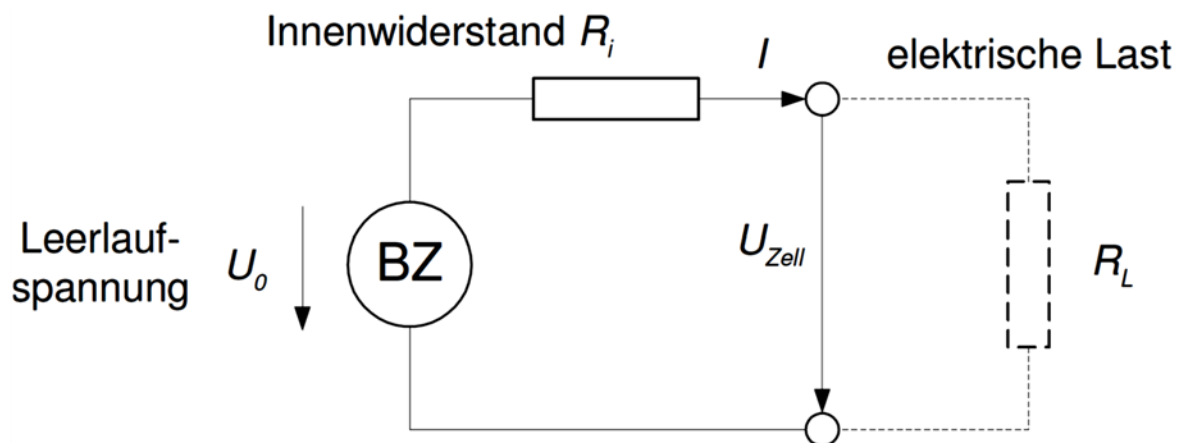


Abbildung 2.10: Die Brennstoffzelle als reale Spannungsquelle [38]

Die Komponenten einer Brennstoffzelle sind keine idealen Leiter, daher ist diesem Ladungstransport ein ohmscher Innenwiderstand R_i entgegengesetzt, der die reversible Zellspannung proportional zum erzeugten Strom senkt (Gl.2.47)

$$U_{Zell} = U_0 - R_i \cdot I \quad [2.47]$$

Dabei ist zu bemerken, dass der Widerstand, den der Elektrolyt dem Protonentransport entgegengesetzt, im Vergleich zum Widerstand gegenüber dem Elektronentransport wesentlich größer ist [19], [14].

Der Elektronenleitwiderstand entsteht durch die einzelnen Komponenten der Brennstoffzelle (Elektroden, Gasdiffusionslagen und Gasverteilerplatten), sowie durch deren Kontaktwiderstände. Dieser Widerstand ist dabei als konstant zu betrachten, sodass sich ein linearer Zusammenhang zwischen dem Strom und dem Spannungsabfall ergibt.

Die Protonenleitfähigkeit des Elektrolyten kann neben fixen Parametern wie Dicke und Material auch durch die Feuchtigkeit und die Temperatur des Elektrolyten verändert werden. Auf diesen Zusammenhang wird in Abschnitt 2.4.3 näher eingegangen.

All die zuvor beschriebenen Überspannungen und Verlustmechanismen beim Betrieb einer Brennstoffzelle lassen sich in einer UI-Kennlinie zusammenfassen (Violette Linie in Abbildung 2.10). In dieser Darstellung ist die Einzelzellspannung über der Stromdichte aufgetragen. Es ist leicht zu erkennen, dass die reversible Zellspannung ($U_0^0 = 1,23V$) nicht erreicht werden kann.

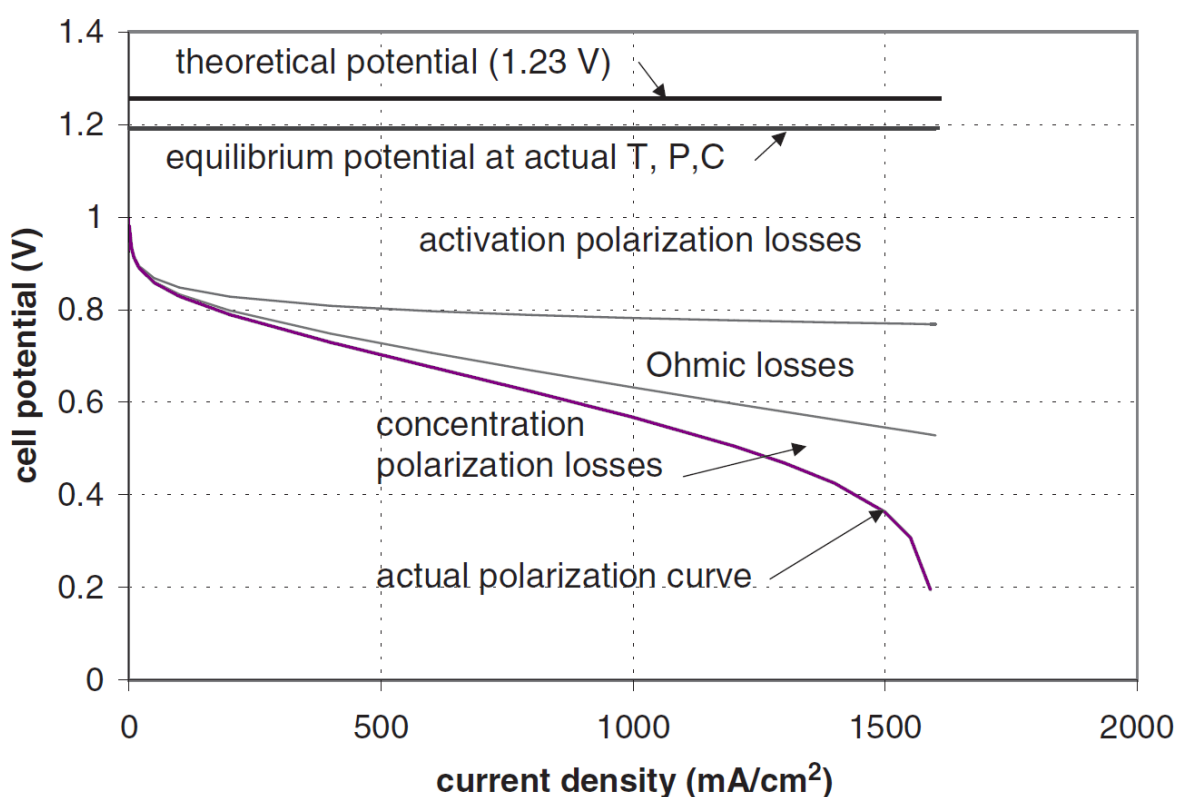


Abbildung 2.11: Spannungsverluste einer PEMFC mit resultierender Polarisationskurve [12]

Im unbelasteten Zustand wird die Zellspannung lediglich durch die Ruheüberspannungen η_0 gesenkt. Bei einsetzendem Stromfluss steigen die Spannungsverluste infolge der einsetzenden Durchtrittsüberspannung η_D stark an. Aufgrund des logarithmischen Zusammenhangs zwischen Stromdichte und Überspannung steigt η_D jedoch mit zunehmender Stromdichte immer weniger an. Daher wird der weitere Spannungsabfall durch die ohmschen Widerstände der Zellkomponenten bestimmt. Die Spannung fällt dabei solange linear ab, bis es zu einem Eduktmangel an den Reaktionszonen kommt und der Einfluss der Konzentrationsüberspannung η_k solange zunimmt, bis die Zellspannung auf Null abfällt. In folgender Gleichung ist dies noch einmal zusammengefasst.

$$U_{\text{Zell}} = U_0^0 - \eta_0 - \eta_D - R_i \cdot I - \eta_k \quad [2.48]$$

2.3 Medienbedarf

Der Medienbedarf einer Brennstoffzelle lässt sich direkt aus dem erzeugten elektrischen Strom I bestimmen. Der Strom ist dabei durch die pro Zeit transportierten Ladungsmenge Q definiert (Gl.2.49).

$$I = \frac{Q}{t} \quad [2.49]$$

Die umgesetzte Stoffmenge n ist nach dem ersten Faraday'schen Gesetz (Gl. 2.50) proportional zu Q . Die Faraday-Konstante $F = 96\,485,34 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$ gibt hierbei an, welche Ladung in einem Mol Elektronen enthalten ist. Weiterhin hängt die umgesetzte Stoffmenge von der Wertigkeit z der beteiligten Ionen ab.

$$n = \frac{Q}{z \cdot F} \quad [2.50]$$

$$\dot{n} = \frac{I}{z \cdot F} \quad [2.51]$$

So lässt sich nach entsprechender Umformung von Gleichung 2.50 der benötigte Stoffmengenstrom \dot{n} der beteiligten Reaktionsgase in Abhängigkeit vom Strom bestimmen (Gl. 2.51).

Wasserstoffbedarf

Molekularer Wasserstoff H_2 ist zweiwertig. Der stöchiometrische Wasserstoffbedarf der Brennstoffzellenreaktion kann daher nach Gleichung 2.52 berechnet werden.

$$\dot{n}_{\text{H}_2-\text{Stöch}} = \frac{I}{2 \cdot F} \quad [2.52]$$

Der so berechnete Wasserstoffbedarf bezieht sich auf eine einzelne Zelle. Um den Wasserstoffbedarf des gesamten Brennstoffzellensystems zu bestimmen, muss man ihn zunächst mit der Gesamtzellenzahl des Stacks Z multiplizieren. Weiterhin bestimmt die Betriebsweise der Brennstoffzelle, mit welcher anodenseitigen Stöchiometrie λ_{Anode} das System versorgt wird.

$$\dot{n}_{\text{H}_2,\text{Sys}} = \frac{I}{2 \cdot F} \cdot Z \cdot \lambda_{\text{Anode}} \quad [2.53]$$

Das in dieser Arbeit verwendete System wird mit geschlossener Anode betrieben. Der Wasserstoff wird zunächst stöchiometrisch in das System geleitet. Für eine gleichmäßigere Verteilung des Brennstoffes sowie zum Austrag von Verunreinigungen, diffundiertem Produktwassers und Inertgas verfügt das System über eine Purgeleitung der Anode. Durch sie wird die Anode in Abhängigkeit vom erzeugten Strom in kurzen Zeitintervallen gespült.

Weiterhin verfügt das System über eine Rezirkulationspumpe für den Wasserstoff, sodass nichtreagierter Wasserstoff wieder in die Zelle geleitet wird. Aus diesem Grund wird die Brennstoffzelle anodenseitig leicht überstöchiometrisch betrieben.

Das zweite Faraday'sche-Gesetz (Gl. 5.54) ermöglicht die Berechnung des erforderlichen Massenstroms \dot{m} . Indem man die Stoffmenge mit der molaren Masse M_i des jeweiligen Gases multipliziert, erhält man dessen Masse und nach Einsetzen von Gleichung 2.51 schließlich den Massenstrom des Wasserstoffs ¹.

$$m_i = M_i \cdot n \quad [2.54]$$

$$\dot{m}_{H_2, Sys} = \frac{I \cdot M_{H_2}}{2 \cdot F} \cdot Z \cdot \lambda_{Anode} \quad [2.55]$$

Der Massenstrom ist Druck- und Temperaturunabhängig und daher für die späteren Berechnungen dieser Arbeit von großer Bedeutung.

Luft- und Sauerstoffbedarf

Der Sauerstoffbedarf kann analog zu Gleichung 2.53 bestimmt werden. Dabei ist zu beachten, dass molekularer Sauerstoff vierwertig ist.

$$\dot{n}_{O_2-Sys} = \frac{I}{4 \cdot F} \cdot Z \cdot \lambda_{Kathode} \quad [2.56]$$

Die kathodenseitige Stöchiometrie $\lambda_{Kathode}$ berechnet sich aus dem Quotienten des zugeführten Sauerstoffes zum Sauerstoffbedarf. Die Leistung der Brennstoffzelle wird durch die Erhöhung der kathodenseitigen Stöchiometrie gesteigert. Dies liegt an der erhöhten Sauerstoffzufuhr, der besseren Gasverteilung im Flowfield und an einer schnelleren Abfuhr der Abgase sowie des Produktwassers der Brennstoffzelle. Ein zu großer Luftstrom kann jedoch zum Austrocknen der Zelle führen und dessen Leistung wiederum erheblich senken. Auf diesen Zusammenhang wird im nächsten Abschnitt weiter eingegangen.

Der Sauerstoff wird dem System in Form von Umgebungsluft zugeführt. Daher muss die Sauerstoffkonzentration c_{O_2} der zugeführten Luft beachtet werden, um die benötigte Luftmenge des Systems zu bestimmen. In Gleichung 2.57 ist ersichtlich, dass dem System umso mehr Luft zugeführt werden muss, je geringer die Sauerstoffkonzentration der Kathodenzuluft ist.

$$\dot{n}_{Luft-Sys} = \frac{I}{4 \cdot F} \cdot Z \cdot \lambda_{Kathode} \cdot \frac{1}{c_{O_2}} \quad [2.57]$$

Zur Berechnung des benötigten Luftmassenstroms muss die Zusammensetzung der Luft bekannt sein. In trockener Umgebung setzt sich die Luft aus den beiden Hauptbestandteilen Sauerstoff ($c_{O_2} = 20,95\%$) und Stickstoff ($c_{N_2} = 78,09\%$) zusammen. Danach folgt Argon mit einer Konzentration von 0,93%. Die Anteile der restlichen Spurengase beträgt weniger als 0,1%.

Für die Berechnungen in dieser Arbeit wird die Konzentration von Stickstoff, Argon und den Spurengasen von trockener Umgebungsluft zu $c_{N_2-dry} = 79\%$ zusammengefasst, da nur der Sauerstoff ($c_{O_2-dry} = 21\%$) an der Brennstoffzellenreaktion teilnimmt.

¹ Molare Masse von molekularem Wasserstoff: $M_{H_2} = 2,02 \text{ g/mol}$

Die Zusammensetzung der Umgebungsluft variiert jedoch aufgrund der Luftfeuchtigkeit. Mit dem Umgebungsdruck p_{amb} und dem dazugehörigen Wasserdampfpartialdruck p_{H_2O} der Luft, kann man nach Gleichung 2.58 den Sauerstoffanteil der feuchten Luft bestimmen.

$$c_{O_2} = \frac{p_{amb} - p_{H_2O}}{\left(1 + \frac{c_{N_2-dry}}{c_{O_2-dry}}\right)} \quad [2.58]$$

Durch Einsetzen in Gleichung 2.57 erhält man schließlich den benötigten Stoffmengenstrom der feuchten Luft.

$$\dot{n}_{Luft-Sys} = \frac{I}{4 \cdot F} \cdot Z \cdot \lambda_{Kathode} \cdot \frac{\left(1 + \frac{c_{N_2-dry}}{c_{O_2-dry}}\right)}{p_{amb} - p_{H_2O}} \quad [2.59]$$

Die molare Masse der Luft hängt von ihrer Zusammensetzung ab. Sie kann daher im Gegensatz zu einzelnen Gasen nicht als konstant angesehen werden. Das zweite Faraday'sche Gesetz (Gl.2.54) kann deshalb nicht zur Berechnung des benötigten Luftmassenstroms verwendet werden. Er wird daher mit Hilfe der molaren Sauerstoffmasse M_{O_2} ¹ und dem Massenanteil des Sauerstoffs ω_{O_2} bestimmt.

$$\dot{m}_{Luft-Sys} = \frac{I}{4 \cdot F} \cdot Z \cdot \lambda_{Kathode} \cdot \frac{M_{O_2}}{\omega_{O_2}} \quad [2.60]$$

Der Sauerstoffmassenanteil berechnet sich nach Gleichung 2.61 aus den Partialdrücken und den molaren Massen von Sauerstoff, Stickstoff² und Wasserdampf³.

$$\omega_{O_2} = \frac{p_{O_2} \cdot M_{O_2}}{(p_{O_2} \cdot M_{O_2} + p_{N_2} \cdot M_{N_2} + p_{H_2O} \cdot M_{H_2O})} \quad [2.61]$$

Für die Regelung des Systemverdichters wird jedoch der Volumenstrom gemessen, der vom Druck und der Temperatur abhängig ist. Mit der allgemeinen Gasgleichung (Gl. 2.62) wird das Volumen mit der Stoffmenge in Verbindung gesetzt. Dabei steht R für die universelle Gaskonstante⁴, die als Proportionalitätskonstante dient.

$$V \cdot p = n \cdot R \cdot T \quad [2.62]$$

Nach Umstellen der Gleichung nach dem Volumen und Einsetzen des zuvor bestimmten Stoffmengenstroms der Luft erhält man schließlich den Volumenstrom der Luft, der dem System zugeführt werden muss.

$$\dot{V}_{Luft-Sys} = \frac{\dot{n}_{Luft-Sys} \cdot R \cdot T}{p_{amb}} \quad [2.63]$$

¹ Molare Masse von molekularem Sauerstoff: $M_{O_2} = 32 \text{ g/mol}$

² Molare Masse von molekularem Stickstoff: $M_{N_2} = 28,02 \text{ g/mol}$

³ Molare Masse von Wasser: $M_{H_2O} = 18,02 \text{ g/mol}$

⁴ Universelle Gaskonstante $R = 8,3145 \text{ J/mol K}$

2.4 Wasserhaushalt der Brennstoffzelle

Der Wasserhaushalt einer Brennstoffzelle hat großen Einfluss auf deren Betriebsverhalten und somit auf die Leistung der Brennstoffzelle. Die Bestimmung des Wasserhaushalts ist dabei recht komplex, so kann z.B. durch die relativ geringen Betriebstemperaturen das Wasser in der Zelle gasförmig oder flüssig sein. Das überschüssige Produktwasser verringert zudem die aktive Zellfläche und damit die Leistung, wenn es nicht rasch von den Reaktionszonen der Kathode abtransportiert wird. Weiterhin wird die Protonenleitfähigkeit der Membran durch deren Feuchtegehalt massiv beeinflusst. In der Membran gibt es dabei Transportprozesse des Wassers, wodurch deren Feuchtegehalt bestimmt wird. All diese Zusammenhänge sowie der Einfluss der einzelnen Zellkomponenten werden im Folgenden näher erläutert.

2.4.1 Wasserbilanz

Die erzeugte Wassermenge in der Brennstoffzelle lässt sich ebenso wie der Medienbedarf aus dem erzeugten Strom berechnen. Da ein Wassermolekül das Reaktionsprodukt von einem Wasserstoffmolekül und einem Sauerstoffatom ist, entspricht die Stoffmenge des entstandenen Wassers der, des umgesetzten Wasserstoffes.

$$\dot{n}_{H_2O, Sys, prod} = \dot{n}_{H_2, Sys, stöch} = \frac{I}{2 \cdot F} \cdot Z \quad [2.64]$$

Neben dem produzierten Wasser ist zusätzlich der Wassereintrag der Zuluft zu berücksichtigen. Der Feuchtegehalt der Luft ist abhängig von Druck und Temperatur. So berechnet sich der Wasserdampfpartialdruck $p_{H_2O(G)}$ über das Produkt des Absolutdruckes mit dem Stoffmengenanteil des Dampfes.

$$p_{H_2O(G)} = p_{abs} \cdot x_{H_2O(G)} \quad [2.65]$$

Bei maximalem Feuchtegehalt der Luft entspricht der Wasserdampfpartialdruck dem Sättigungsdampfdruck p_{sat} der Luft. Das Verhältnis dieser beiden Drücke ist als relative Luftfeuchtigkeit rF definiert.

$$rF = \frac{p_{H_2O(G)}}{p_{sat}} \quad [2.66]$$

Der Sättigungsdampfdruck kann durch Verwendung der Magnusformel (Gl. 2.67) berechnet werden. Die Magnusformel ist eine empirisch entwickelte Gleichung, deren Konstanten nur für bestimmte Temperaturbereiche gültig sind. So ist die Magnusformel mit den in Gleichung 2.67 verwendeten Konstanten für einen Temperaturbereich von -45°C 60°C gültig.

$$p_{sat} = 6,11213 \text{ hPa} \cdot e^{\frac{17,62 \cdot T}{243,12 + T}} \quad [2.67]$$

Durch die Kombination der Gleichungen 2.65, 2.66 und 2.68 wird eine Umrechnung vom Stoffmengenanteil des Dampfes zur relativen Feuchte ermöglicht, sodass der Stoffmengenanteil des Dampfes in Abhängigkeit von Umgebungsdruck, Temperatur und relativer Feuchte bestimmt werden kann.

$$x_{H_2O(G)} = \frac{rF}{p_{abs}} \cdot 6,11213 \text{ hPa} \cdot e^{\frac{17,62 \cdot T}{243,12 + T}} \quad [2.68]$$

Der Wassereintrag der feuchten Zuluft berechnet sich schließlich aus dem Produkt des gesamten Stoffmengenstroms, der in das System geleitet wird und dem Stoffmengenanteil des Dampfes.

$$\dot{n}_{H_2O(G),Sys, \text{ein}} = \dot{n}_{Luft, Sys} \cdot x_{H_2O(G)} \quad [2.69]$$

Aus Gleichung 2.69 kann also entnommen werden, wie viel Wasser kathodenseitig in die Brennstoffzelle gelangt und aus Gleichung 2.64 wie viel Wasser in Abhängigkeit von der Stromstärke produziert wird. Die Summe dieser Beiden entspricht jedoch nicht exakt der Menge an Wasser, die am Kathodenausgang wieder herauskommt, da das Wasser beim Betrieb der Brennstoffzelle durch die Membran auf die Anodenseite diffundieren kann und durch den elektroosmotischen Transportprozess Wasser von der Anode zur Kathode gelangt. Die Transportvorgänge des Wassers in der Membran werden in Abschnitt 2.4.3 noch einmal näher erläutert.

2.4.2 Wassertransport in der Gasdiffusionslage

Die Gasdiffusionsschicht (GDL) ist aus einem bis zu 100 µm dicken Kohlenstoffpapier oder -gewebe gefertigt. Es besteht aus Kohlenstofffasern, die mit thermoplastischen Bindern zu einem Netzwerk verschweißt sind [15]. Die Struktur des Kohlenstoffpapiers ist in folgender Abbildung dargestellt.

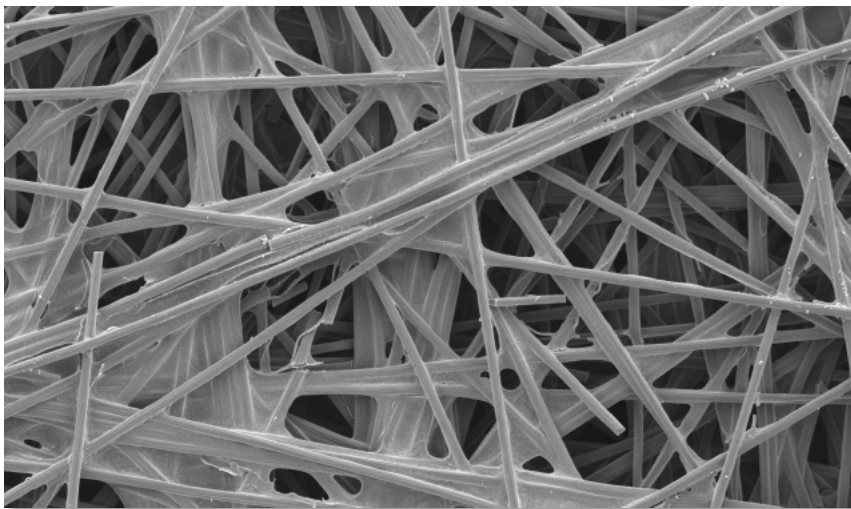


Abbildung 2.12: Nahaufnahme einer GDL [26]

Wie bereits am Anfang dieses Kapitels erwähnt wurde, bildet die GDL den Kontakt zwischen den Reaktionszonen und den Gasverteilerplatten. So wird über die GDLs der elektrisch leitende Kontakt zu den Bipolarplatten hergestellt und gleichzeitig die Reaktionswärme abgeführt. Wie gut dieser Kontakt ist, hängt dabei maßgeblich von dem Anpressdruck ab, der durch die Endplatten des Stacks auf die Zellkomponenten ausgeübt wird.

Durch die GDL gelangen die Reaktionsgase zu den Reaktionszonen und werden von dort auch wieder abgeführt. Es ist dabei von großer Bedeutung, dass die Kanäle in der GDL die Zufuhr der Reaktionsgase gewährleisten und nicht mit Wasser verstopft sind. Aus diesem Grund ist das Kohlenstoffpapier hydrophobiert. Bei der Herstellung der GDL muss jedoch ein guter Kompromiss für die Transportfähigkeit des Wassers gefunden werden. So kommt es bei einer zu geringen Transportfähigkeit zum Fluten der Zelle und bei einer zu großen Transportfähigkeit entsprechend zum Austrocknen der Membran.

2.4.3 Wasserhaushalt der Membran

Die Fähigkeit der Membran H^+ -Ionen leiten zu können liegt an deren Aufbau. Die Membran von PEM-Brennstoffzellen besteht meist aus Nafion[®], welches von DuPont entwickelt wurde. Dies ist der Industriestandard, an dem sich andere Hersteller messen [14], [27]. Nafion[®] (Abbildung 2.13) besteht aus einer Polytetrafluorethylen-Grundstruktur auch bekannt als Teflon[®], an deren Seitenketten Sulfonsäuregruppen (HSO_3) ionisch angelagert sind. Durch die Bindung der Seitenkette entstehen an ihrem Ende ein O^- -Ion und ein freies H^+ -Ion, welche sich durch ihre gegensätzliche Polarität anziehen.

Sulfonsäuregruppen sind stark wasseranziehend, während das Teflon hydrophobe Eigenschaften hat. Durch die Verbindung des hydrophoben Teflons mit den hydrophilen Sulfonsäuregruppen bilden sich einzelne hydratisierte Bereiche in der Struktur, in denen sich Wasser sammelt, sogenannte Wasser-Cluster. Das Wasser schwächt die Bindungen zu den H^+ -Ionen in diesen Bereichen. Dadurch können sich die H^+ -Ionen zu anderen Seitenketten weiter bewegen und so ermöglicht die feuchte Membran schließlich die Leitung der H^+ -Ionen von der Anode zur Kathode durch die Membran beim Betrieb der Brennstoffzelle.

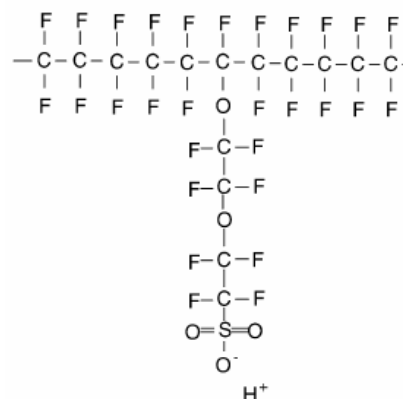


Abbildung 2.13: Strukturformel von Nafion[®]

In einer gut befeuchteten Membran gibt es ca. 20 bis 22 Wassermoleküle für jede Seitenkette. Daraus ergibt sich eine Leitfähigkeit von ca. $0,1 S/cm$ bei Raumtemperatur [12], [14]. Wie in Abbildung 2.14 zu erkennen ist, steigt die Leitfähigkeit der Membran proportional mit dessen Wassergehalt an. Die ohmschen Verluste beim Betrieb der Brennstoffzelle lassen sich dadurch verringern. Bei geringem Wassergehalt der Membran weicht die Leitfähigkeit vom sonstigen linearen Kurvenverlauf ab, da bei zu geringer Befeuchtung die Bewegungsfreiheit der H^+ -Ionen eingeschränkt ist [12].

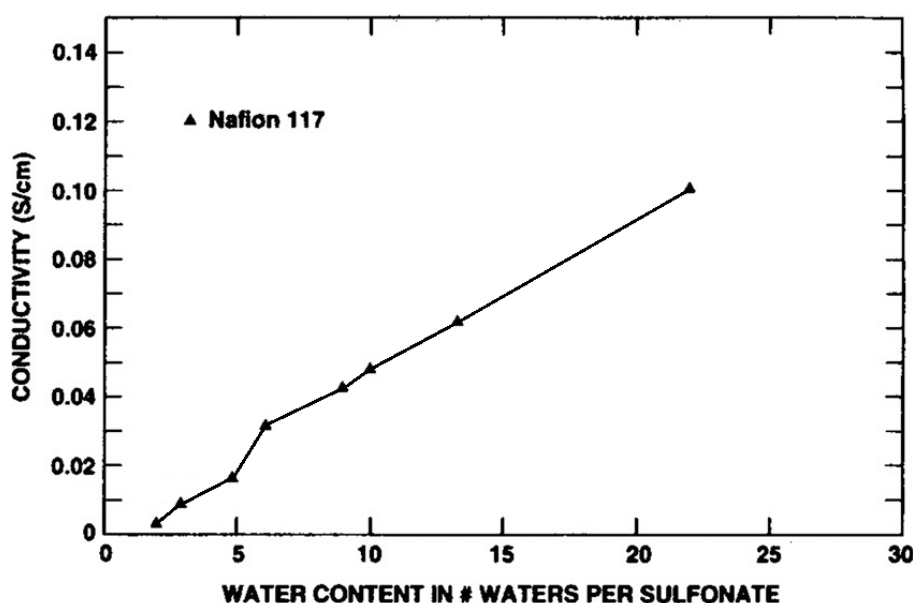


Abbildung 2.14: Leitfähigkeit einer Nafion[®]-Membran in Abhängigkeit vom Wassergehalt [12]

Die Leitfähigkeit der Membran für H^+ -Ionen wird zudem von der Temperatur beeinflusst. In Abbildung 2.15 ist der Zusammenhang der Ionenleitfähigkeit mit der Membrantemperatur dargestellt. Wird die Membran erwärmt, so wird auch deren Leitfähigkeit gesteigert. In der dargestellten Abbildung wird der Leitwert fast verdoppelt, wenn die Temperatur der Membran 80°C anstatt Raumtemperatur beträgt.

Bei zu großer Erwärmung sinkt die Leitfähigkeit jedoch wieder ab (nicht in der Abbildung dargestellt), da immer weniger Wasser in flüssiger Form zur Verfügung steht. Daher sollten Betriebsdruck und -Temperatur so gewählt werden, dass genügend flüssiges Wasser in der Membran vorhanden ist [18].

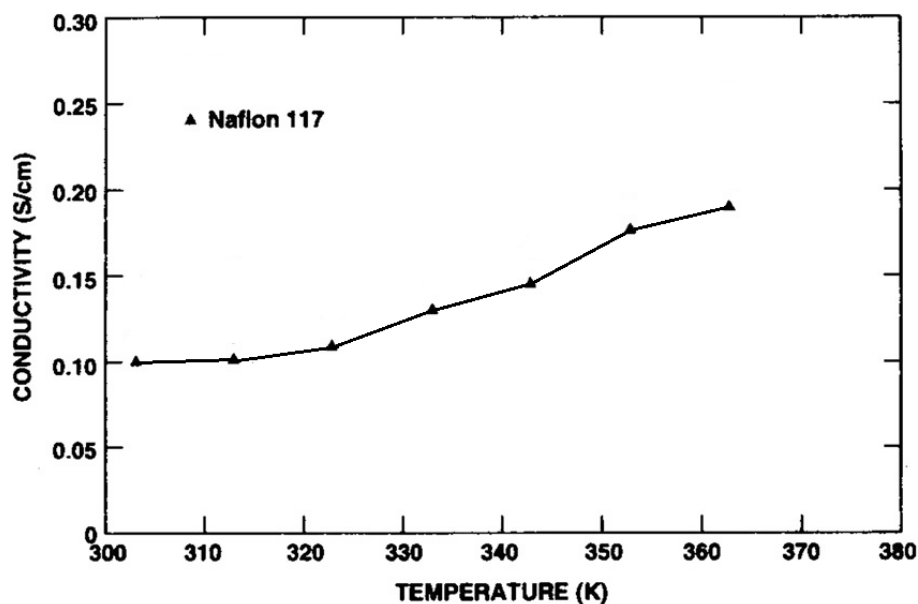


Abbildung 2.15: Leitfähigkeit einer Nafion[®]-Membran in Abhängigkeit von der Temperatur [12]

Neben der höheren Aktivierungsenergie der chemischen Reaktion sorgt eine höhere Betriebstemperatur also auch für einen geringeren Membranwiderstand für den Ionentransport. Dies wirkt den in Abschnitt 2.2.4 erläuterten Überspannungen entgegen, die mit der Temperatur ansteigen und so die Zellspannung verringern.

Es ergibt sich also eine optimale Betriebstemperatur für die Brennstoffzelle in Abhängigkeit vom Membranwiderstand, dem Betriebsdruck, der kathodenseitigen Stöchiometrie und der relativen Feuchte der Kathodenzuluft.

Die relative Feuchtigkeit der Kathodenabluft sollte zwischen 80% und 100% liegen [14], bei einer höheren Stöchiometrie bzw. einem größeren Volumenstrom wird die relative Feuchte der Kathodenabluft gesenkt, da mit der Luft die Feuchtigkeit aus dem System geleitet wird. Auch höhere Betriebstemperaturen senken die relative Feuchte der Luft, da nach Gleichung 2.67 der Sättigungsdampfdruck der Luft erhöht wird und somit die Luft mehr Wasser beinhalten kann. Dem kann mit einem höheren Betriebsdruck entgegengewirkt werden, da nach den Gleichungen 2.65 & 2.66 der Wasserdampfpartialdruck mit dem Gesamtdruck ansteigt und dementsprechend auch die relative Feuchte.

Wassertransport durch die Membran

Die Membran ist sehr dünn, so beträgt z.B. die Dicke der Membran „Nafion 117“ 0,18mm. Daher kann Wasser aufgrund eines Druck- bzw. Konzentrationsgradienten zwischen der Anoden- und Kathodenseite diffundieren, sodass sich die Membran selbst befeuchten kann [14]. Die Menge des diffundierten Wassers hängt demzufolge von der Membrandicke und dem Wassergehalt auf beiden Seiten ab. Das in dieser Arbeit verwendete System verfügt über eine Pilotleitung zwischen Anode und Kathode, durch die ein Druckausgleich ermöglicht wird. Der Wassertransport aufgrund eines Druckgradienten kann in diesem Fall ausgeschlossen werden.

Während des Betriebes der Brennstoffzelle wandern H^+ - Ionen von der Anode zur Kathode der Brennstoffzelle. Jedes Proton nimmt dabei ein bis fünf Wassermoleküle mit sich zur Kathodenseite [14]. Besonders bei hohen Stromdichten kann es dadurch zum Austrocknen der Membran auf der Anodenseite kommen, wenn nicht genügend Wasser durch die Rückdiffusion von der Kathode transportiert wird. Dieser Transportvorgang der Ionen wird durch Elektroosmose¹ hervorgerufen [15]. In Abbildung 2.16 sind die Transportwege des Wassers in einer Brennstoffzelle noch einmal zusammengefasst.

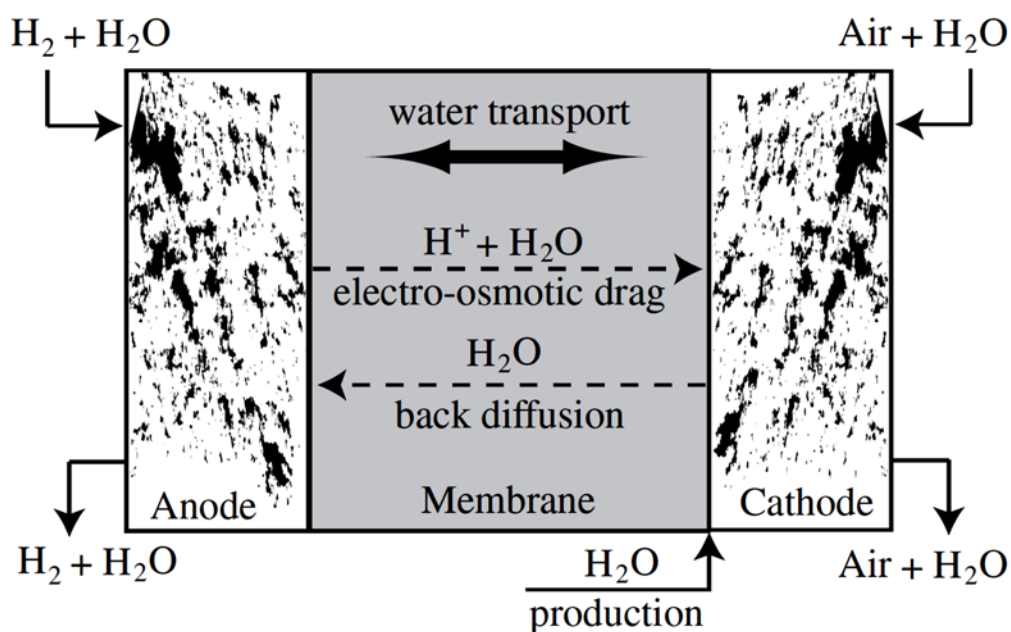


Abbildung 2.16: Wassertransportprozesse in einer Membran [40]

Durch die richtige Befeuchtung der Membran werden die Lebensdauer und die Leistung der Brennstoffzelle erhöht. Dazu muss das Wasser homogen über die Zelle verteilt sein. Dies ist nicht ohne weiteres möglich, da die Zellen in einem Stack parallel von den Reaktionsgasen durchströmt werden. Ist die Zuluft der Brennstoffzelle sehr trocken, werden die Zellen am Eingang ausgetrocknet, durch das entstandene Produktwasser wird die Luft beim Durchströmen der Zelle jedoch immer mehr befeuchtet, sodass sie immer weniger Feuchtigkeit aufnehmen kann. So sind die Zellen am Ausgang wesentlich feuchter als an ihrem Eingang. Dem kann auf verschiedene Wege entgegengewirkt werden, um eine homogenere Wasserverteilung zu erreichen. Diese werden im nächsten Abschnitt näher erläutert.

¹ Elektroosmose beschreibt die Bewegung von Ionen unter der Triebkraft eines elektrischen Feldes [15]

2.5 Methoden zur Gasbefeuchtung

Eine Brennstoffzelle kann auch ohne zusätzliche Befeuchtung betrieben werden, dafür müssen die Komponenten der Zellen jedoch richtig ausgelegt sein [14], [28]. Eine optimale Befeuchtung kann zum einen durch die Architektur der Brennstoffzelle bzw. des Brennstoffzellensystems erreicht werden und zum anderen durch eine optimierte Betriebsweise.

Wenn eine zusätzliche Befeuchtung notwendig ist, so kann dies durch verschiedene Konzepte und Bauteile ermöglicht werden. Dabei ist zu bedenken, dass mit der gesteigerten Leistung auch eine Steigerung des Gewichts und des Bauraums des Systems verbunden ist. Bei der Integration in ein Flugzeug müssen diese Größen so gering wie möglich gehalten werden. Zudem sorgen manche Befeuchtungskonzepte für einen erhöhten Druckverlust der Gasversorgung und senken dadurch den Gesamtwirkungsgrad des Systems durch zusätzliche parasitäre Lasten. Um einen Überblick über bestehende Befeuchtungskonzepte von Brennstoffzellen zu schaffen, werden diese in den folgenden Abschnitten kurz vorgestellt.

2.5.1 Gegenstromspeisung

Für eine homogenere Wasserverteilung in der Brennstoffzelle ohne zusätzliche Befeuchtungskomponenten kann eine Gegenstromspeisung der Reaktionsgase verwendet werden. Bei dieser Betriebsweise werden die Strömungsfelder wie in Abbildung 2.17 dargestellt entgegengesetzt von den Reaktionsgasen durchströmt. Dabei diffundiert das entstandene Reaktionswasser aufgrund der Konzentrationsdifferenz am Ausgang der Kathode zur Anodenseite, wo es von dem strömenden Wasserstoff zum Anodenausgang transportiert wird. Auf dem Weg zum Anodenausgang wächst der Konzentrationsunterschied zwischen beiden Seiten wieder an, sodass Wasser zum Kathodeneingang diffundieren kann. Dieses Wasser wird wiederum von dem kathodenseitigen Luftstrom durch die Kathode befördert, sodass zu einer Zirkulation des Reaktionswassers kommt, wie sie in Abbildung 2.17 dargestellt ist.

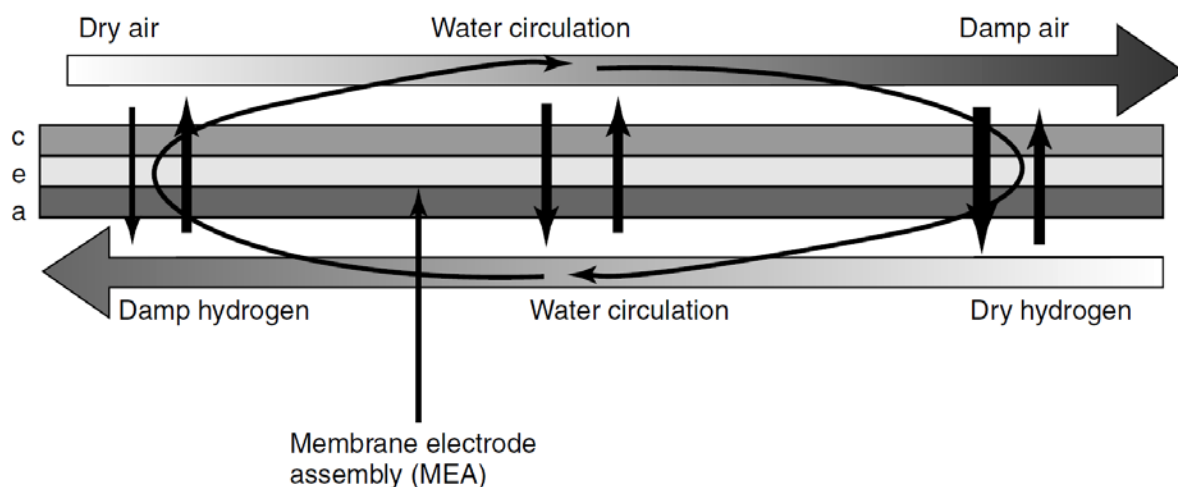


Abbildung 2.17: Darstellung der Gegenstromspeisung [14]

Es entsteht bei diesem Konzept also keine Steigerung von Druckverlust, Gewicht oder benötigtem Bauraum. Allerdings ist die Befeuchtung auf diese Art nicht immer ausreichend [14].

2.5.2 Membranbefeuchter

Membranbefeuchter gibt es in verschiedenen Ausführungen, sie arbeiten jedoch alle nach dem gleichen Prinzip. Durch eine meist aus Nafion® bestehende Membran werden die trockenen Reaktionsgase von destilliertem Wasser oder feuchter Luft getrennt, die im Gegenstrom durch den Befeuchter strömen. Durch die Konzentrationsdifferenz auf beiden Seiten kommt es wie weiter oben beschrieben zur Diffusion des Wassers durch die Membran, welches dort verdampft und so die Reaktionsgase befeuchtet. Wird heißes Wasser oder Befeuchtergas verwendet, werden die Reaktionsgase zusätzlich erwärmt, sodass sie mehr Wasser aufnehmen können und auch die Temperaturverteilung in der Brennstoffzelle homogenisiert wird. Durch die Temperatur des Wassers bzw. des Befeuchtergases kann also die Feuchtigkeit des Reaktionsgases verändert werden.

Externe Membranbefeuchter

Externe Membranbefeuchter sind wie in Abbildung 2.18 dargestellt meistens rohrförmig aufgebaut [29]. Die Reaktionsgase strömen dabei parallel durch ein Bündel aus Nafionröhrchen, die von Wasser oder einem Befeuchtergas umspült werden.

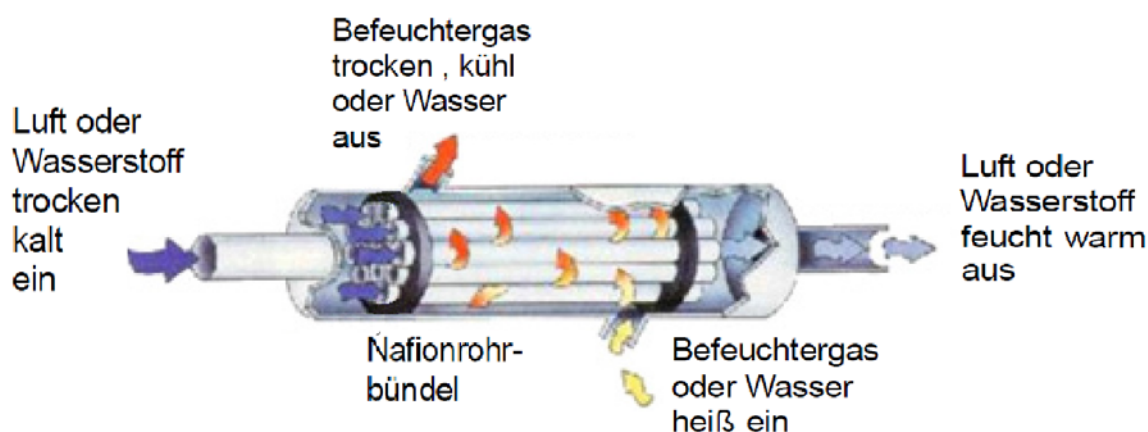


Abbildung 2.18: Aufbau eines rohrförmigen Membranbefeuchters [28]

Als Befeuchtergas wird häufig das Kathodenabgas der Brennstoffzelle verwendet. Daraus ergibt sich der Vorteil, dass abgesehen von dem entstehenden Druckverlust für die Befeuchtung der Reaktionsgase keine zusätzliche Energie aufgebracht werden muss. Die Feuchtigkeit der Reaktionsgase hängt jedoch direkt von der des Abgases ab, sodass der Wasserhaushalt schwerer zu kontrollieren ist [11].

Interne Membranbefeuchter

Interne Befeuchter können, wie der Name schon sagt direkt in den Stack integriert werden. Die Befeuchtungseinheit befindet sich dabei zwischen den Stromsammel- und Endplatten des Stacks, am Eingang der Reaktionsgase. Der Aufbau entspricht dem einer einzelnen Brennstoffzelle, mit dem Unterschied, dass sich anstatt einer MEA eine Nafionmembran zwischen zwei Stömungsplatten befindet. Auf einer Seite strömt dabei temperiertes Wasser, auf der anderen das zu befeuchtende Reaktionsgas.

Der Vorteil dieses Konzeptes ergibt sich aus dem modularen Aufbau des Befeuchters. So kann die Feuchtigkeit der Reaktionsgase vergrößert werden, wenn mehrere Befeuchter hintereinander gesetzt werden.

2.5.3 Feuchte – Wärme – Tauscher

Bei diesem Befeuchtungskonzept wird ebenfalls das Kathodenabgas verwendet, um die Zuluft zu erwärmen und zu befeuchten. Die Gase strömen dabei entgegengesetzt durch die Kanäle eine Trommel, die in einer Wabenstruktur nebeneinander angeordnet sind. So können sich die beiden Luftströme nicht vermischen. In Abbildung 2.19 ist die Schnittdarstellung eines Feuchte – Wärme – Tauschers sowie der Wabenstruktur der integrierten Trommel abgebildet.

Die Trommel besteht aus einer speziellen Keramik (Cordierit¹), in dessen poröser Struktur sich das Produktwasser der Brennstoffzelle sammeln kann. Durch die langsame Rotation der Trommel werden die Kanäle abwechselnd von der Abluft und der Zuluft durchströmt, sodass die Zuluft erwärmt und befeuchtet werden kann, während die Abluft gekühlt und getrocknet wird.

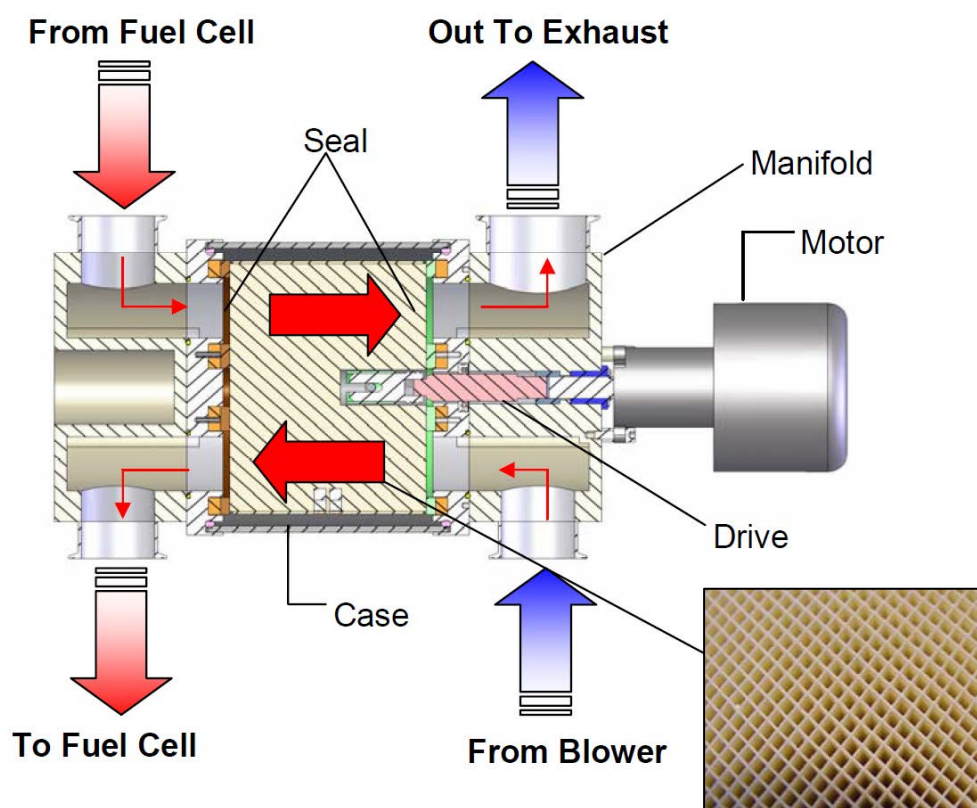


Abbildung 2.19: Feuchte – Wärme – Tauscher [44]

Die Keramik bietet den Vorteil, dass sie durch ihre geringe Wärmeausdehnung auch bei größeren Temperaturdifferenzen eine gute Dichtung zwischen der Trommel und dem Gehäuse ermöglicht. Dadurch wird verhindert, dass sich die Luftströme vermischen können.

Neben dem zusätzlichen Druckverlust steht der Leistungssteigerung des Brennstoffzellensystems die parasitäre Last des Befeuchtermotors entgegen. Hinzu kommt ein erhöhter Wartungsaufwand, welcher neben dem zusätzlichen Gewicht und Bauraum gegen eine Integration in ein Flugzeug spricht.

¹ Cordierit ist ein Magnesium – Aluminium – Silikat mit der Zusammensetzung $Mg_2Al_3[AlSi_5O_{18}]$. Es hat hygroskopische Eigenschaften, es kann also die Feuchtigkeit der Umgebung schnell binden und wieder abgeben.

2.5.4 Weitere Befeuchtungskonzepte

Es gibt viele weitere Befeuchtungskonzepte, die jedoch nicht alle in dieser Arbeit vorgestellt werden können. Mit ihnen sind Vor- und Nachteile verbunden. Abhängig von der Systemgröße, den Betriebsparametern sowie des Verwendungszwecks der Brennstoffzelle wird das entsprechende Konzept gewählt. Zwei häufig verwendete Konzepte sind das „Bubbling“ sowie die Dampfeinspritzung [11]. Eine weitere Möglichkeit zur Befeuchtung stellt die partielle Rezirkulation des Kathodenabgases dar

Bubbling

Beim „Bubbling“ oder „Sparging“ werden die Reaktionsgase durch ein temperiertes Wasserbad geleitet. Das Reaktionsgas nimmt dabei im Idealfall die Temperatur und damit den Taupunkt der Wassertemperatur an, sodass das Gas vollständig gesättigt ist. Dafür muss das Gas entsprechend langsam durch das Wasserbad geleitet werden. Die Strömungsgeschwindigkeit der Druck sowie die Abmessungen des Wasserbades müssen daher abgestimmt sein [18].

Mit dieser Methode ist eine exakte Konditionierung der Reaktionsgase möglich, das Wasserbad sowie die langsamen Strömungsgeschwindigkeiten beschränken jedoch das Einsatzgebiet dieses Konzeptes. Es wird daher hauptsächlich für experimentelle Anwendungen mit kleineren Brennstoffzellen verwendet [14], [18].

Dampfeinspritzung

Eine weitere Möglichkeit der Befeuchtung ist die direkte Einspritzung von Wasserdampf in die Reaktionsgase. Dabei wird Wasser erhitzt und der Wasserdampf durch Düsen oder einen Metallschaum zugefügt. Für dieses Konzept muss jedoch zusätzliche Energie aufgewendet werden, um das Wasser zu erhitzen und mit entsprechendem Druck in das System zu leiten.

Es wird daher hauptsächlich für große stationäre Brennstoffzellensysteme genutzt. Bei Hochtemperatur-Brennstoffzellen, die mit heißem Reformatgas betrieben werden wird der Wasserdampf zudem zur Kühlung des Gases verwendet [14].

Partielle Rezirkulation

Bei der partiellen Rezirkulation wird das feucht-warme Kathodenabgas mit der Zuluft vermischt und wieder in die Brennstoffzelle geleitet. Dadurch wird eine homogenere Temperatur- und Feuchteverteilung in der Brennstoffzelle erreicht.

Durch die Rezirkulation wird die Sauerstoffkonzentration der Zuluft bzw. die kathodenseitige Stöchiometrie verringert, mit der eine Reduktion der Zellspannung verbunden ist (vgl. Abschnitt 2.2.3). Dies scheint zunächst nicht wünschenswert, wenn die Sauerstoff-abreicherung der Kathodenabluft für die Anwendung im Flugzeug jedoch im Fokus steht und dadurch ein Inertisierungssystem eingespart werden kann, ergeben sich jedoch Vorteile durch die Einsparung von Gewicht und Bauraum, wodurch die systembedingt auftretenden Spannungsverluste kompensiert werden können. Als zentrales Thema dieser Arbeit wird dieses Konzept im Folgenden näher beschrieben.

3 Modellierung

In diesem Kapitel werden das Konzept der partiellen Rezirkulation sowie das Modell näher beschrieben, welches in MATLAB-Simulink® erstellt wurde. Mit dem Modell können die Parameter der Kathodenluft in Abhängigkeit von der Betriebsweise und den Umgebungsbedingungen der Brennstoffzelle berechnet werden. Dies ermöglicht eine theoretische Analyse des Systems, welche am Ende des Kapitels aufgeführt ist. Zudem wird mit dem Modell die spätere Versuchsplanung ermöglicht, indem die Betriebstemperatur in Abhängigkeit von der relativen Feuchtigkeit der Kathodenabluft bestimmt werden kann.

3.1 Konzeptvorstellung der partiellen Rezirkulation

Bei der partiellen Rezirkulation geht es wie erwähnt darum, das Kathodenabgas teilweise mit der Zuluft zu vermischen und wieder in das System zu leiten. Dies kann auf verschiedene Wege ermöglicht werden. Der verfahrenstechnische Aufbau zweier Konzepte zur partiellen Rezirkulation ist in folgender Abbildung dargestellt.

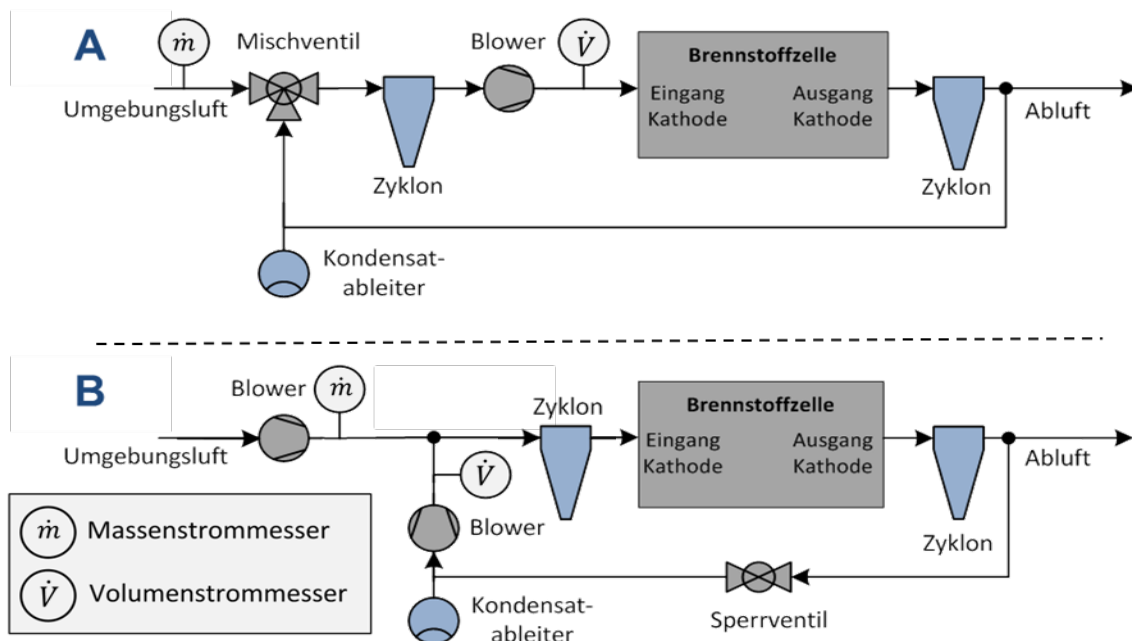


Abbildung 3.1: Mögliche Realisierungen der partiellen Rezirkulation

Konzept A

In Konzept A wird ein zweiter Zyklon/Wasserabscheider hinter dem Mischventil benötigt. Hier kann es durch Vermischung von warmer, feuchter Abluft mit der kühlen Zuluft aus der Umgebung zur Kondensation kommen. Zudem wird durch die Kompression der Luft der Wasserdampfpartialdruck erhöht, wodurch die relative Feuchtigkeit steigt. Mit der Kompression der Luft ist allerdings auch deren Erwärmung verbunden und somit eine Verringerung der relativen Feuchtigkeit. Der jeweilige Einfluss wird in der theoretischen Analyse näher betrachtet. Ob sich das Mischventil vor oder nach der Brennstoffzelle befindet, ist prinzipiell nicht wichtig. Zur Regelung des Ventils wird jedoch ein Massendurchflussmesser aus dem Automobilbau verwendet, der nicht für die Messung gesättigter Luft-Dampf-Gemische geeignet ist. Der Massenstrom wird daher am Systemeingang gemessen. Durch die Installation des Ventils am Systemeingang wird die Totzeit der Regelstrecke minimiert und eine bessere Regelung ermöglicht.

Konzept B

In Konzept B kann auf ein Mischventil verzichtet werden. Die partielle Rezirkulation wird dann durch den Luftstrom des Rezirkulationsblowers geregelt. Es sollen jedoch Vergleichsversuche am offenen System ohne Rezirkulation durchgeführt werden. Ein Sperr- oder Rückschlagventil für die Rückführung ist daher zwingend erforderlich.

Um den Aufbau so einfach wie möglich zu halten, wurde sich schließlich für Konzept A entschieden, da hier nur ein Blower benötigt wird. So können Kosten, Komplexität und parasitäre Lasten verringert werden, wodurch sich weitere Vorteile in Bezug auf Systemgröße und dessen Wirkungsgrad ergeben.

Für den Aufbau des Teststands befinden sich zusätzlich Kondensatableiter vor dem Blower. Die Rohrleitungen des Systems sind nicht isoliert, sodass die feuchte Luft abkühlt und kondensieren kann. Mit den Kondensatableitern wird das entstandene Wasser aus dem System geleitet.

3.2 Modellbeschreibung

Verschiedene Parameter beeinflussen das Systemverhalten sowie die Kondition der Kathodenluft. Die Parameter unterteilen sich in feste Systemparameter und veränderliche Parameter, die eingestellt werden können oder durch die Umgebung vorgegeben sind.

In Abbildung 3.2 sind die vier Parameter eingezeichnet, auf die aktiv Einfluss genommen wird. Neben der Brennstoffzellentemperatur T_{BZ} und dem produzierten Strom I_{BZ} wird die Stöchiometrie λ_{offen} für den offenen Betrieb (ohne Rezirkulation) vorgegeben. Mit dem Strom und der Stöchiometrie wird nach Gleichung 2.60 der erforderliche Massenstrom bestimmt und mit Hilfe des Blowers der Brennstoffzelle zugeführt. Die Rezirkulationsrate X ist in dieser Arbeit als Verhältnis von dem rezirkulierten Massenstrom \dot{m}_{rez} zum Gesamtmassenstrom \dot{m}_{BZein} definiert, der zur Brennstoffzelle geleitet wird. Dieses Strömungsverhältnis wird durch die Ventilstellung des Mischventils vorgegeben.

Um den Einfluss dieser Parameter auf die Luftkondition zu bestimmen, wurde ein Modell in MATLAB-Simulink® erstellt, welches sich auf der beiliegenden CD befindet. Für eine bessere Übersicht ist es in fünf einzelne Subsysteme unterteilt, die in Abbildung 3.2 blau markiert sind.

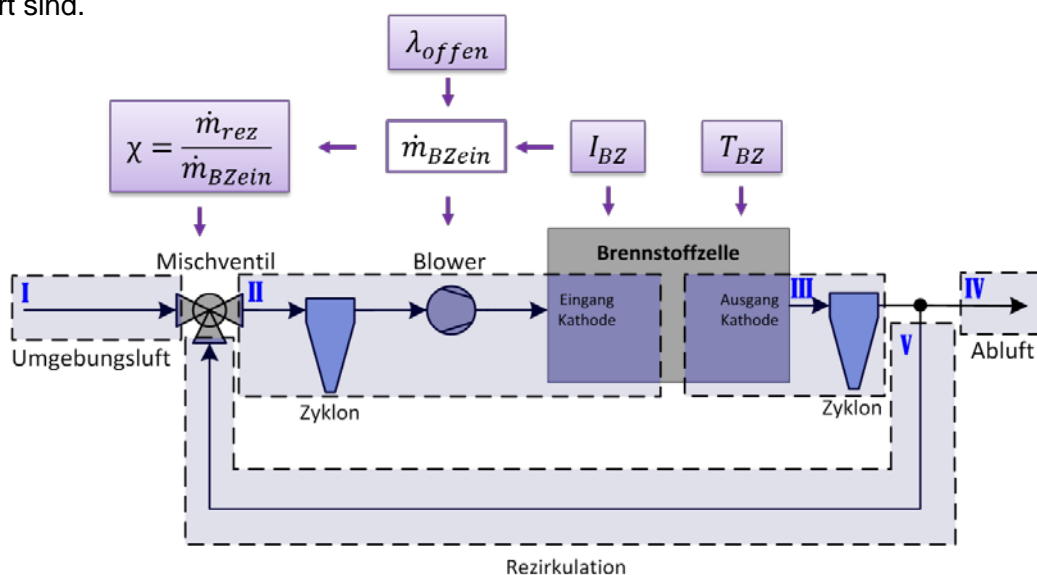


Abbildung 3.2: Betriebsparameter und Subsysteme des Modells

Modellannahmen

Für die Modellierung wurden die folgende Annahmen und Vereinfachungen verwendet:

- Stationäre Betrachtung
- Die Kathodenluft wird als ideales Gas angesehen
- Die verwendeten Konstanten gelten unter Standardbedingungen ¹
- Isobare Zustandsänderungen im System
- Adiabate Zustandsänderungen im System
- Diffusionsvorgänge in der Membran werden nicht betrachtet

Zunächst wird mit isobaren und adiabaten Zustandsänderungen gerechnet. Bei der späteren Optimierung des Modells (Abschnitt 5.1) werden die Druck- und Wärmeverläufe in dem Kathodenstrang jedoch berücksichtigt.

3.3 Berechnungen des Modells

In diesem Abschnitt werden die einzelnen Berechnungsschritte des Modells näher erläutert. Zur Übersicht ist in Anhang A das Flussdiagramm der Berechnungen und in Anhang B Modelloberfläche beigefügt.

3.3.1 Eingang der Brennstoffzelle (offener Betrieb)

Zunächst wird der offene Betrieb der Brennstoffzelle betrachtet. Unter der Annahme, dass die Drücke und Temperaturen im System konstant sind, ändert sich die Luftzusammensetzung zwischen Umgebung und Brennstoffzelleneingang nicht. Die Subsysteme I und II können daher zusammengefasst werden.

Wie in Abschnitt 2.4.1 hergeleitet wurde, lässt sich der Stoffmengenanteil des Wasserdampfes in der Luft in Abhängigkeit vom Druck, der Temperatur und der relativen Feuchte berechnen.

$$x_{H_2O(G) amb} = \frac{r F_{amb}}{p_{amb}} \cdot 6,11213 \text{ hPa} \cdot e^{\frac{17,62 \cdot T_{amb}}{243,12 + T_{amb}}} \quad [3.1]$$

Das Stickstoff - Sauerstoffverhältnis der Umgebungsluft beträgt 0,79 zu 0,21 (vgl. Abschnitt 2.3). So lässt sich entsprechend Gleichung 3.2 der Stoffmengenanteil des Stickstoffs in Abhängigkeit von dem des Sauerstoffs berechnen.

$$x_{N_2 amb} = x_{O_2 amb} \cdot \frac{0,79}{0,21} \quad [3.2]$$

Die Summe aller Stoffmengenanteile ergibt eins. Durch Einsetzen von Gleichung 3.1 & 3.2 in Gleichung 3.3, kann diese nach dem Stoffmengenanteil des Sauerstoffs umgestellt werden und somit auch der Stoffmengenanteil des Stickstoffs aus Gleichung 3.2 berechnet werden.

$$1 = x_{H_2O(G) amb} + x_{N_2 amb} + x_{O_2 amb} \quad [3.3]$$

$$x_{O_2 amb} = \frac{1 - x_{H_2O(G) amb}}{1 + \frac{0,79}{0,21}} \quad [3.4]$$

$$x_{N_2 amb} = \frac{1 - x_{H_2O(G) amb}}{1 + \frac{0,21}{0,79}} \quad [3.5]$$

¹ Standardbedingungen: T = 298,15K = 25°C, p = 1013,25 hPa

Der Luft und Sauerstoffbedarf der Brennstoffzelle in Abhängigkeit vom Strom und der kathodenseitigen Stöchiometrie sowie der Wassereintrag der Zuluft wurden bereits in den Abschnitten 2.3 & 2.4.1 hergeleitet. Für die Berechnungen in dem Modell muss zudem die Stickstoffzufuhr bekannt sein. Daher gibt es kleine Unterschiede im Rechenweg.

Der Sauerstoffbedarf berechnet sich mit Hilfe von Gleichung 3.6. In der Gleichung steht Z wieder für die Zellenzahl des Stacks und F für die Faraday-Konstante¹. Die Luft wird als ideales Gas angenommen, dadurch lässt sich der Gesamtstoffmengenstrom \dot{n}_{ges} nach dem Gesetz von Dalton berechnen (Gleichung 3.7).

$$\dot{n}_{O_2 BZeIn} = \frac{I}{4 \cdot F} \cdot Z \cdot \lambda_{Kathode} \quad [3.6]$$

$$\dot{n}_{ges BZeIn} = \frac{\dot{n}_i}{x_i} = \frac{\dot{n}_{O_2 BZeIn}}{x_{O_2 amb}} \quad [3.7]$$

Ist der Gesamtstoffmengenstrom bekannt, lässt sich Gleichung 3.7 nach \dot{n}_i umstellen. Mit den zuvor bestimmten Werten des Stoffmengenanteils können nun die Stoffmengenströme des Stickstoffs sowie des Wasserdampfes berechnet werden.

$$\dot{n}_{N_2 BZeIn} = \dot{n}_{ges BZeIn} \cdot x_{N_2 amb} \quad [3.8]$$

$$\dot{n}_{H_2O(G) BZeIn} = \dot{n}_{ges BZeIn} \cdot x_{H_2O(G) amb} \quad [3.9]$$

Multipliziert mit den jeweiligen molaren Massen^{2 3 4} der Stoffe werden deren Massenströme bestimmt. Ihre Summe entspricht dem Gesamtmassenstrom, der in die Brennstoffzelle geleitet wird.

$$\dot{m}_{O_2 BZeIn} = \dot{n}_{O_2 BZeIn} \cdot M_{O_2} \quad [3.10]$$

$$\dot{m}_{N_2 BZeIn} = \dot{n}_{N_2 BZeIn} \cdot M_{N_2} \quad [3.11]$$

$$\dot{m}_{H_2O(G) BZeIn} = \dot{n}_{H_2O(G) BZeIn} \cdot M_{H_2O} \quad [3.12]$$

$$\dot{m}_{ges BZeIn} = \sum \dot{m}_{i BZeIn} \quad [3.13]$$

3.3.2 Ausgang der Brennstoffzelle (offener Betrieb)

Stickstoff ist bei der elektrochemischen Reaktion der Brennstoffzelle nicht beteiligt. Zudem wird die Gasdiffusion durch die Brennstoffzellenmembran vernachlässigt. Daher bleibt der Stoffmengenstrom des Stickstoffs am Ausgang der Brennstoffzelle (Subsystem III) unverändert.

$$\dot{n}_{N_2 BZaus} = \dot{n}_{N_2 BZeIn} \quad [3.14]$$

¹ Faraday Konstante $F = 96485 \text{ C} \cdot \text{mol}^{-1}$

² Molare Masse von molekularem Sauerstoff: $M_{O_2} = 32 \text{ g/mol}$

³ Molare Masse von molekularem Stickstoff: $M_{N_2} = 28,02 \text{ g/mol}$

⁴ Molare Masse von Wasser: $M_{H_2O} = 18,02 \text{ g/mol}$

Die Menge des konsumierten Sauerstoffes sowie die des entstandenen Produktwassers sind nach den Gleichungen 3.15 & 3.16 direkt von der Stromstärke abhängig (vgl. Abschnitt 2.3 & 2.4.1).

$$\dot{n}_{O_2 \text{ kons}} = \frac{I}{4 \cdot F} \cdot Z \quad [3.15]$$

$$\dot{n}_{H_2O \text{ prod}} = \frac{I}{2 \cdot F} \cdot Z \quad [3.16]$$

Durch Bilden der Differenz bzw. der Summe dieser Stoffmengenströme mit den Eingangswerten, lassen sich die entsprechenden Werte am Ausgang der Brennstoffzelle berechnen.

$$\dot{n}_{O_2 \text{ BZaus}} = \dot{n}_{O_2 \text{ BZein}} - \dot{n}_{O_2 \text{ kons}} \quad [3.17]$$

$$\dot{n}_{H_2O \text{ BZaus}} = \dot{n}_{H_2O(G) \text{ BZein}} + \dot{n}_{H_2O \text{ prod}} \quad [3.18]$$

An dieser Stelle kann noch nicht gesagt werden, welcher Teil des Wassers gasförmig oder flüssig ist. Dafür wird das gesamte Wasser zunächst als gasförmig angenommen, und der theoretische Gesamtstoffmengenstrom bestimmt.

$$\dot{n}_{\text{ges BZaus(theo.)}} = \sum \dot{n}_i \text{ BZaus} \quad [3.19]$$

Der weitere Rechenweg ist in folgendem Flussdiagramm dargestellt. Mit dem theoretischen Gesamtstoffmengenstrom in Subsystem III und dem Absolutdruck¹ wird der theoretische Wasserdampfpartialdruck² am Ausgang der Brennstoffzelle berechnet. Ist dieser größer als der Sättigungsdampfdruck, der durch die Brennstoffzellentemperatur vorgegeben wird, entsteht flüssiges Wasser. In diesem Fall entspricht der Wasserdampfpartialdruck dem Sättigungsdampfdruck der Luft. Andernfalls bleibt der Wasserdampfpartialdruck unverändert. Mit dem berechneten Wasserdampfpartialdruck lassen sich nun die relative Feuchte sowie der Stoffmengenanteil des Wasserdampfes am Brennstoffzellenausgang bestimmen.

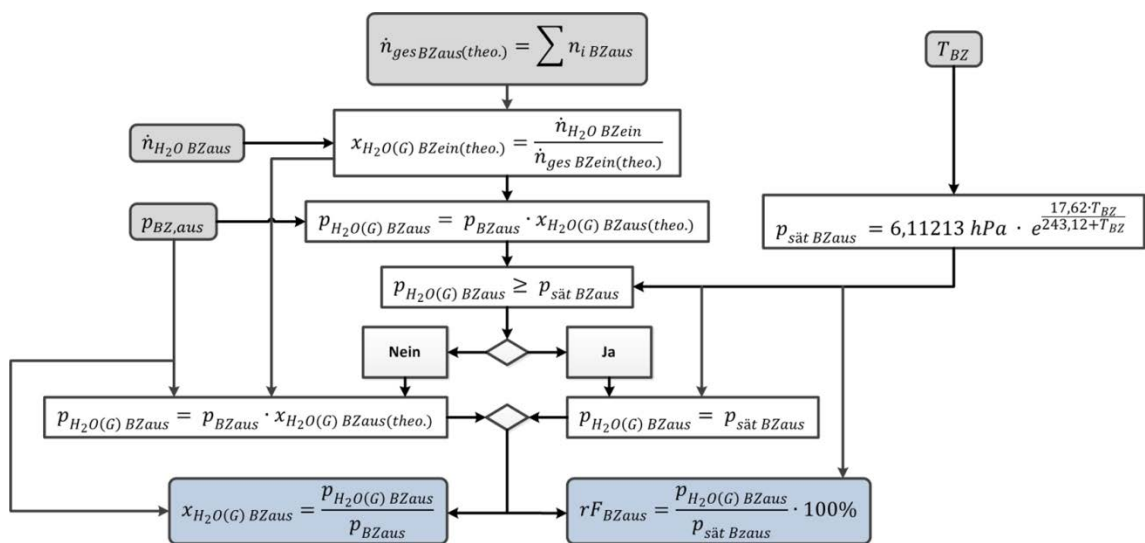


Abbildung 3.3: Berechnung von $x_{H_2O(G)}$ und rF am Brennstoffzellenausgang

¹ Der Absolutdruck am Ausgang der Brennstoffzelle entspricht hier dem Umgebungsdruck

² Der Index „G“ steht für gasförmiges Wasser

Der Stoffmengenanteil des Wasserdampfes ist nun bekannt, jedoch hat sich das Stickstoff - Sauerstoffverhältnis im Vergleich zur Umgebungsluft verändert. Es entspricht dem Verhältnis der Stoffmengenströme beider Gase (Gl.3.20). Durch Einsetzen in Gleichung 3.3 (aus dem vorherigen Abschnitt) und weiteres Umformen erhält man schließlich die beiden Stoffmengenanteile.

$$\frac{x_{N_2 BZaus}}{x_{O_2 BZaus}} = \frac{\dot{n}_{N_2 BZaus}}{\dot{n}_{O_2 BZaus}} \quad [3.20]$$

$$x_{O_2 BZaus} = \frac{1 - x_{H_2O(G) BZaus}}{1 + \frac{\dot{n}_{N_2 BZaus}}{\dot{n}_{O_2 BZaus}}} \quad [3.21]$$

$$x_{N_2 BZaus} = \frac{1 - x_{H_2O(G) BZaus}}{1 + \frac{\dot{n}_{O_2 BZaus}}{\dot{n}_{N_2 BZaus}}} \quad [3.22]$$

Den gasförmigen Gesamtstoffmengenstrom am Brennstoffzellenausgang (Subsystem III) kann man nun analog zu Gleichung 3.7 bestimmen (Gl. 3.23). Dies ermöglicht schließlich die Berechnung der Stoffmengenströme des gasförmigen sowie flüssigen ¹ Wassers (Gl. 3.24 & 3.25).

$$\dot{n}_{ges(G) BZaus} = \frac{\dot{n}_i}{x_i} = \frac{\dot{n}_{O_2 BZaus}}{x_{O_2 BZaus}} \quad [3.23]$$

$$\dot{n}_{H_2O(G) BZaus} = \dot{n}_{ges(G) BZaus} \cdot x_{H_2O(G) BZaus} \quad [3.24]$$

$$\dot{n}_{H_2O(L) BZaus} = \dot{n}_{H_2O BZaus} - \dot{n}_{H_2O(G) BZaus} \quad [3.25]$$

Abschließend werden die einzelnen Massenströme sowie deren Summe am Ausgang der Brennstoffzelle durch die Multiplikation mit den jeweiligen molaren Massen berechnet.

$$\dot{m}_{O_2 BZaus} = \dot{n}_{O_2 BZaus} \cdot M_{O_2} \quad [3.26]$$

$$\dot{m}_{N_2 BZaus} = \dot{n}_{N_2 BZaus} \cdot M_{N_2} \quad [3.27]$$

$$\dot{m}_{H_2O(G) BZaus} = \dot{n}_{H_2O(G) BZaus} \cdot M_{H_2O} \quad [3.28]$$

$$\dot{m}_{ges BZaus} = \sum m_i BZaus \quad [3.29]$$

Damit ist die Berechnung des Modells für den offenen Betrieb abgeschlossen. Zwischen dem Ausgang der Brennstoffzelle und dem des Gesamtsystems ändert sich die Zusammensetzung der Luft nicht. Die Subsysteme III und IV können daher zusammengefasst werden.

¹ Index „L“ steht hier für flüssiges Wasser

3.3.3 Eingang der Brennstoffzelle (mit partieller Rezirkulation)

Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation kommt die Rezirkulationsrate X als weitere Betriebsparameter hinzu. Der Gesamtmassenstrom am Brennstoffzelleneingang (Subsystem II) wird nur durch die Stöchiometrie und die Stromstärke beeinflusst. Er bleibt also konstant, auch wenn sich die Rezirkulationsrate ändert. Die Gesamtmassenströme am Systemeingang (Subsystem II) und der rezirkulierten Abluft (Subsystem V) werden mit den folgenden Gleichungen berechnet.

$$\dot{m}_{i \text{ Sys ein}} = \dot{m}_{i \text{ BZ ein}} \cdot (1 - X) \quad [3.30]$$

$$\dot{m}_{\text{ges Sys ein}} = \sum \dot{m}_{i \text{ Sys ein}} \quad [3.31]$$

$$\dot{m}_{\text{ges rez}} = \dot{m}_{\text{ges Sys ein}} \cdot \frac{X}{1 - X} \quad [3.32]$$

Die Stoffmengenanteile der einzelnen Gase x_i am Systemeingang (Subsystem I) entsprechen denen der Umgebungsluft. Sie bleiben unverändert. Die Zusammensetzung der Abluft hängt allerdings davon ab, welche Kondition die Eingangsluft hat. Daraus ergibt sich ein iterativer Berechnungsprozess, da die Abluft wiederum Einfluss auf die Eingangsluft hat. In dem Modell wurde dies mit „Unit-Delay“ Blöcken umgesetzt. Die Stoffmengenanteile, die am Ausgang des Systems (Subsystem III) im offenen Betrieb berechnet wurden, sind die Initialwerte der Berechnung.

Mit den Stoffmengenanteilen werden zunächst die Massenanteile ω_i der Luft bestimmt, um die Massenströme der einzelnen Gase aus dem Gesamtmassenstrom der rezirkulierten Luft in Subsystem V zu berechnen.

$$\omega_{N_2 \text{ BZ aus}} = \frac{x_{N_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{N_2, \text{BZ, aus}}}{(x_{O_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{O_2} + x_{N_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{N_2} + x_{H_2O(G), \text{BZ, aus}} \cdot M_{H_2O})} \quad [3.33]$$

$$\omega_{O_2 \text{ BZ aus}} = \frac{x_{O_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{O_2, \text{BZ, aus}}}{(x_{O_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{O_2} + x_{N_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{N_2} + x_{H_2O(G), \text{BZ, aus}} \cdot M_{H_2O})} \quad [3.34]$$

$$\omega_{H_2O(G) \text{ BZ aus}} = \frac{x_{H_2O, \text{BZ, aus}} \cdot M_{H_2O, \text{BZ, aus}}}{(x_{O_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{O_2} + x_{N_2, \text{BZ, aus}} \cdot M_{N_2} + x_{H_2O(G), \text{BZ, aus}} \cdot M_{H_2O})} \quad [3.35]$$

$$\dot{m}_{N_2 \text{ rez ein}} = \dot{m}_{\text{ges rez ein}} \cdot \omega_{N_2 \text{ BZ aus}} \quad [3.36]$$

$$\dot{m}_{O_2 \text{ rez ein}} = \dot{m}_{\text{ges rez ein}} \cdot \omega_{O_2 \text{ BZ aus}} \quad [3.37]$$

$$\dot{m}_{H_2O(G) \text{ rez ein}} = \dot{m}_{\text{ges rez ein}} \cdot \omega_{H_2O(G) \text{ BZ aus}} \quad [3.38]$$

Die Massenströme der einzelnen Luftkomponenten am Ausgang des Mischventils (Subsystem II) berechnen sich nun durch einfache Addition der Massenströme vom Systemeingang als auch der rezirkulierten Abluft.

$$\dot{m}_{O_2 MVaus} = \dot{m}_{O_2 Sys ein} + \dot{m}_{O_2 rez} \quad [3.39]$$

$$\dot{m}_{N_2 MVaus} = \dot{m}_{N_2 Sys ein} + \dot{m}_{N_2 rez} \quad [3.40]$$

$$\dot{m}_{H_2O MVaus} = \dot{m}_{H_2O(G) Sys ein} + \dot{m}_{H_2O(G) rez} \quad [3.41]$$

Zur Berechnung des gasförmigen Wassers am Ausgang des Mischventils ergibt sich eine ähnliche Problematik, wie am Ausgang der Brennstoffzelle, da der Anteil des flüssigen sowie gasförmigen Wassers nicht direkt bestimmt werden kann. Dazu wird die Temperatur der Luft benötigt. Am Brennstoffzellenausgang wird die Lufttemperatur durch die Betriebstemperatur der Brennstoffzelle vorgegeben und bleibt unverändert. Am Ausgang des Mischventils muss die Temperatur jedoch berechnet werden, die von den Phasenübergängen des Wassers beeinflusst wird. Die Zustandsänderungen im System werden als adiabat angenommen, daher kann der Energieerhaltungssatz angewendet werden. Wenn keine Wärme aus dem System entweicht, bleiben die Enthalpien der beteiligten Stoffe konstant. Sie sind bei idealen Gasgemischen zudem additiv. Die spezifische Enthalpie von trockener Luft h_L berechnet sich analog zu Gleichung 2.13 aus dem Produkt der spezifischen Wärmekapazität der Luft $c_{p Luft}$ und der Temperatur. Die Wärmekapazität wird bei den Berechnungen des Modells als temperaturunabhängig angenommen.

$$h_{Luft} = c_{p Luft} \cdot T \quad \text{mit } c_{p Luft} = 1,004 \text{ kJ/kgK} \quad [3.42]$$

Die Enthalpie des Wasserdampfs in der Luft berechnet sich entsprechend, allerdings muss hier die Verdampfungswärme r_0 dazu addiert werden, die im Wasserdampf enthalten ist

$$h_{Dampf} = r_0 + c_{p Dampf} \cdot T$$

[3.43]

mit $c_{p Dampf} = 1,86 \text{ kJ/kgK}$; $r_0 = 2500 \text{ kJ/kg}$

Die Enthalpie der feuchten Luft kann nun nach Gleichung 3.44 berechnet werden. Der darin enthaltene Faktor q bezeichnet die spezifische Luftfeuchtigkeit. Sie ist ein Maß für die Wasserbeladung der Luft (Gl. 3.45).

$$h_{1+q} = c_{p Luft} \cdot t + q \cdot (r_0 + c_{p Dampf} \cdot t) \quad [3.44]$$

$$q = \frac{\dot{m}_{H_2O}}{\dot{m}_{Luft(trocken)}} = \frac{\dot{m}_{H_2O \text{ gasförmig}} + \dot{m}_{H_2O \text{ flüssig}}}{\dot{m}_{Luft(trocken)}} \quad [3.45]$$

Die spezifische Luftfeuchtigkeit ist die Masse des Wassers bezogen auf die Masse der trockenen Luft. Die trockene Luft dient bei der Berechnung als Bezugsgröße, da sie bei den Phasenübergängen des Wassers konstant bleibt. Damit gibt q an, wie viel Wasser sich in $(1 + q) \text{ kg}$ feuchter Luft befindet.

Die Enthalpien der von außen zugeführten sowie rezirkulierten Luft berechnen sich nun wie folgt.

$$q_{Sys\,ein} = \frac{\dot{m}_{H_2O(G)\,Sys\,ein}}{\dot{m}_{O_2\,Sys\,ein} + \dot{m}_{N_2\,Sys\,ein}} \quad [3.46]$$

$$h_{Sys\,ein} = c_{p\,Luft} \cdot T_{amb} + q_{Sys\,ein} \cdot (r_0 + c_{p\,Dampf} \cdot t_{amb}) \quad [3.47]$$

$$q_{rez} = \frac{\dot{m}_{H_2O(G)\,rez}}{\dot{m}_{O_2\,rez} + \dot{m}_{N_2\,rez}} \quad [3.48]$$

$$h_{rez} = c_{p\,Luft} \cdot T_{BZ} + q_{rez} \cdot (r_0 + c_{p\,Dampf} \cdot T_{BZ}) \quad [3.49]$$

Abhängig von den jeweiligen Massenströmen ergeben sich die Enthalpie und spezifische Feuchte der Luft am Ausgang des Mischventils.

$$h_{MV\,aus} = \frac{\dot{m}_{Sys\,ein} \cdot h_{Sys\,ein} + \dot{m}_{rez} \cdot h_{rez}}{\dot{m}_{Sys\,ein} + \dot{m}_{rez}} \quad [3.50]$$

$$q_{MV\,aus} = \frac{\dot{m}_{Sys\,ein} \cdot q_{Sys\,ein} + \dot{m}_{rez} \cdot q_{rez}}{\dot{m}_{Sys\,ein} + \dot{m}_{rez}} \quad [3.51]$$

Setzt man diese Werte schließlich in Gleichung 3.42 ein, erhält man nach Umstellen der Gleichung die Temperatur am Ventilausgang.

$$h_{MV\,aus} = c_{p\,Luft} \cdot T_{MV\,aus} + q_{MV\,aus} \cdot (r_0 + c_{p\,Dampf} \cdot T_{MV\,aus}) \quad [3.52]$$

$$T_{MV\,aus} = \frac{(h_{MV\,aus} - q_{MV\,aus} \cdot r_0)}{c_{p\,Luft} + q_{MV\,aus} \cdot c_{p\,Dampf}} \quad [3.53]$$

Die so berechnete Temperatur gilt allerdings nur, wenn die Luft nicht übersättigt ist und es am Ausgang des Mischventils zur Kondensation der Luft kommt. Bei der Kondensation wird die Verdampfungswärme des Wasserdampfes freigesetzt, woraufhin sich die Temperatur erhöht und damit auch der Sättigungsdampfdruck. Dadurch verringert sich wiederum die Kondensation und damit die freigesetzte Wärme. Dieser iterative Sachverhalt zur Bestimmung der Temperatur ist in Abbildung 3.4 noch einmal dargestellt.

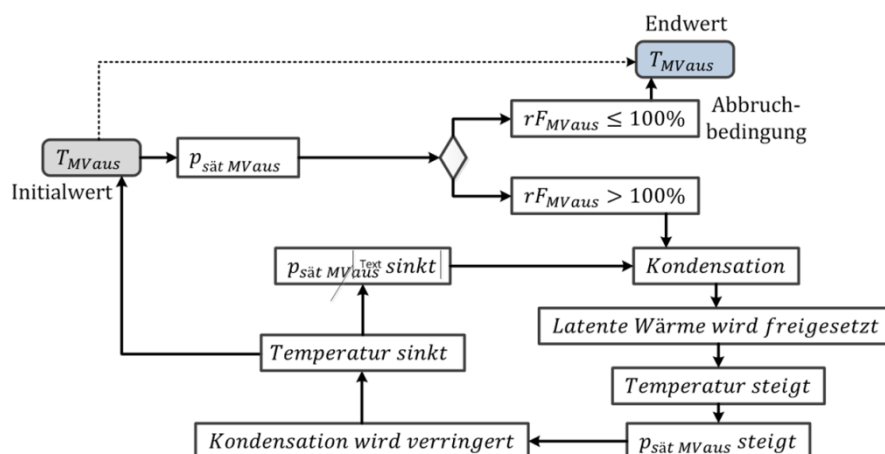


Abbildung 3.4: Iterative Temperaturbestimmung am Mischventilausgang

Die Gesamtenthalpie im Mischventil bleibt konstant, sie kann direkt aus Gleichung 3.50 übernommen werden. Ein Teil der Enthalpie ist nun aber im flüssigen Wasser gebunden, welches hinter dem Mischventil (Subsystem II) aus dem System geleitet wird. Die spezifische Enthalpie sowie die Beladung des Wassers teilen sich daher in die des gasförmigen und flüssigen Wassers auf.

$$h_{Wasser} = c_{Wasser} \cdot T \quad \text{mit } c_{Wasser} = 4,19 \text{ kJ/kgK} \quad [3.54]$$

$$h_{MV \text{ aus}} = c_{p \text{ Luft}} \cdot T_{MV \text{ aus}} + q_{MV \text{ aus sat}} (r_0 + c_{p \text{ Dampf}} \cdot T_{MV \text{ aus}}) + (q - q_{MV \text{ aus sat}}) \cdot c_{Wasser} \cdot T_{MV \text{ aus}} \quad [3.55]$$

Die Wasserbeladung der gesättigten Luft $q_{MV \text{ aus sat}}$ wird durch den Sättigungsdampfdruck vorgegeben, der mit der Temperatur aus Gleichung 3.53 berechnet wird. Mit Hilfe der allgemeinen Gasgleichung (2.62) wird der Zusammenhang der Wasserbeladung mit dem Sättigungsdampfdruck in folgender Gleichung hergeleitet.

$$q_{sat} = \frac{\dot{m}_{H_2O(G)}}{\dot{m}_{Luft(trocken)}} = \frac{\dot{n}_{H_2O(G)} \cdot M_{H_2O}}{\dot{n}_{Luft(trocken)} \cdot M_{Luft}} = \frac{M_{H_2O} \cdot p_{H_2O(G)}}{M_{Luft} \cdot p_{Luft(trocken)}} \cdot \left(\frac{V \cdot R \cdot T}{V \cdot R \cdot T} \right) \quad [3.56]$$

$$= \frac{M_{H_2O} \cdot p_{sat}}{M_{Luft} \cdot (p_{Gesamt} - p_{sat})}$$

$$q_{sat} = \frac{M_{H_2O}}{M_{Luft}} \cdot \frac{1}{\frac{p_{Gesamt}}{p_{sat}} - 1} \quad [3.48a]$$

Die molare Masse der Luft (Gl. 3.57) wird als konstant angesehen, da sich die Werte von Sauerstoff ($M_{O_2} = 32 \text{ g/mol}$) und Stickstoff ($M_{N_2} = 28,02 \text{ g/mol}$) nur leicht unterscheiden. Bei der Berechnung der Temperatur wurde dieser Einfluss überprüft. Wenn in der Berechnung die molaren Massen für Stickstoff anstatt der von Umgebungsluft verwendet werden, beeinflusst dies die Temperatur am Mischventil lediglich in der zweiten Nachkommastelle.

$$M_{Luft} = 0,21 \cdot M_{O_2} + 0,79 \cdot M_{N_2} = 28,85 \text{ g/mol} \quad [3.57]$$

Die Temperatur am Ausgang des Mischventils ist nun die einzig unbekannte Variable bei der Berechnung der Gesamtenthalpie. Um sie zu berechnen, wird Gleichung 3.55 nach Null umgestellt und die vorher berechneten Werte für die Gesamtenthalpie, die Massenströme, den Absolutdruck sowie die weiteren Konstanten eingesetzt (Gl.3.58).

$$0 = c_{p \text{ Luft}} \cdot T_{MV \text{ aus}} \quad [3.58]$$

$$+ \frac{M_{H_2O}}{M_{Luft}} \cdot \frac{1}{\frac{p_{MV \text{ aus Gesamt}}}{6,11213 \text{ hPa} \cdot e^{\frac{17,62 \cdot T_{MV \text{ aus}}}{243,12 + T_{MV \text{ aus}}}}} - 1} \cdot (r_0 + c_{p \text{ Dampf}} \cdot T_{MV \text{ aus}})$$

$$+ \left(\frac{\dot{m}_{H_2O \text{ MV aus}}}{\dot{m}_{O_2 \text{ MV aus}} + \dot{m}_{N_2 \text{ MV aus}}} - \frac{\frac{M_{H_2O}}{M_{Luft}}}{\frac{p_{MV \text{ aus Gesamt}}}{6,11213 \text{ hPa} \cdot e^{\frac{17,62 \cdot T_{MV \text{ aus}}}{243,12 + T_{MV \text{ aus}}}}} - 1} \right) \cdot c_{Wasser} \cdot T_{MV \text{ aus}}$$

$$- h_{MV \text{ aus}}$$

Die Berechnung der Nullstelle ist in Simulink® nicht möglich, daher werden die Werte an den Workspace von MATLAB® übergeben. In MATLAB® wird die Nullstelle dann in Abhängigkeit von der Temperatur mit der Funktion „fzero“ über die Sekanten-Methode bestimmt. Die so berechnete Temperatur wird dann wieder zurück an das Simulink®-Modell übergeben. Die weitere Berechnung zur Bestimmung des gasförmigen Massenstroms entspricht der am Ausgang der Brennstoffzelle im offenen Betrieb (vgl. Abschnitt 3.3.2 & Abbildung 3.3)

3.3.4 Ausgang der Brennstoffzelle (mit partieller Rezirkulation)

Die Berechnungen am Ausgang der Brennstoffzelle (Subsystem III) können direkt aus Abschnitt 3.3.2 übernommen werden. Die Stoffmengenströme am Ausgang des Gesamtsystems ändern sich allerdings aufgrund der partiellen Rezirkulation.

$$\dot{n}_{i \text{ rez}} = X \cdot \dot{n}_{i \text{ BZ ein}} \quad [3.31]$$

$$\dot{n}_{i \text{ Sys aus}} = \dot{n}_{i \text{ BZ aus}} - \dot{n}_{i \text{ rez}} \quad [3.59]$$

Die Stoffmengenanteile, die sich am Ausgang der Brennstoffzelle ergeben, werden für den nächsten iterativen Berechnungsschritt am Brennstoffzelleneingang (Subsystem II) verwendet. Als Abbruchkriterium der Iteration werden die berechneten Stoffmengenanteile der verschiedenen Iterationsschritte verglichen. Gibt es keine Änderungen in der vierten Nachkommastelle, wird die Berechnung der Luftkondition und dessen Massen- bzw. Stoffmengenströmen beendet.

Abschließend wird der gesamte Stoffmengenstrom am Systemausgang (Subsystem IV) nach Gleichung 3.60 bestimmt. Zusammen mit der allgemeinen Gasgleichung (vgl. Abschnitt 2.3) lässt sich nun der Volumenstrom am Systemausgang bestimmen, der für spätere Untersuchungen erforderlich ist.

$$\dot{n}_{ges \text{ Sys aus}} = \sum \dot{n}_{i \text{ Sys aus}} \quad [3.60]$$

$$\dot{V}_{ges \text{ Sys aus}} = \frac{\dot{n}_{ges \text{ Sys aus}} \cdot R \cdot T}{p_{amb}} \quad [3.61]$$

3.4 Theoretische Analyse

Dieser Abschnitt befasst sich mit der theoretischen Analyse, die mit dem erstellten Modell ermöglicht wird. Im Rahmen der Analyse wird die Luftkondition am kathodenseitigen Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle sowie am Ausgang des Mischventils in Abhängigkeit verschiedener Betriebs- und Umgebungsparameter bestimmt. Für die theoretische Analyse wurde das Modell mit Hilfe von Vorversuchen optimiert, indem die Druck- und Wärmeverläufe im Kathodenstrang experimentell ermittelt und entsprechend in dem Modell angepasst wurden (vgl. Abschnitt 5.1).

3.4.1 ODA Erzeugung

Die Betriebsweise der Brennstoffzelle bestimmt die Menge und Sauerstoffkonzentration der Kathodenabluft, die zur Tank- und Frachtrauminertisierung bereitgestellt werden kann. Die Kennfelder in Abbildung 3.5 zeigen diesen Zusammenhang. Das obere Kennfeld zeigt die Menge (schwarze Isolinien) und Sauerstoffkonzentration (blaue Isolinien) der ODA am Kathodenausgang im Betrieb ohne partielle Rezirkulation, wenn die Abluft nicht gekühlt wird und die Betriebstemperaturen den Herstellerangaben entsprechen. Die Sauerstoffkonzentration wird hier durch die kathodenseitige Stöchiometrie sowie die Betriebstemperatur beeinflusst. In dem unteren Kennfeld entspricht der Volumenstrom in der Brennstoffzelle einer Stöchiometrie von 2,5 im Normalbetrieb.

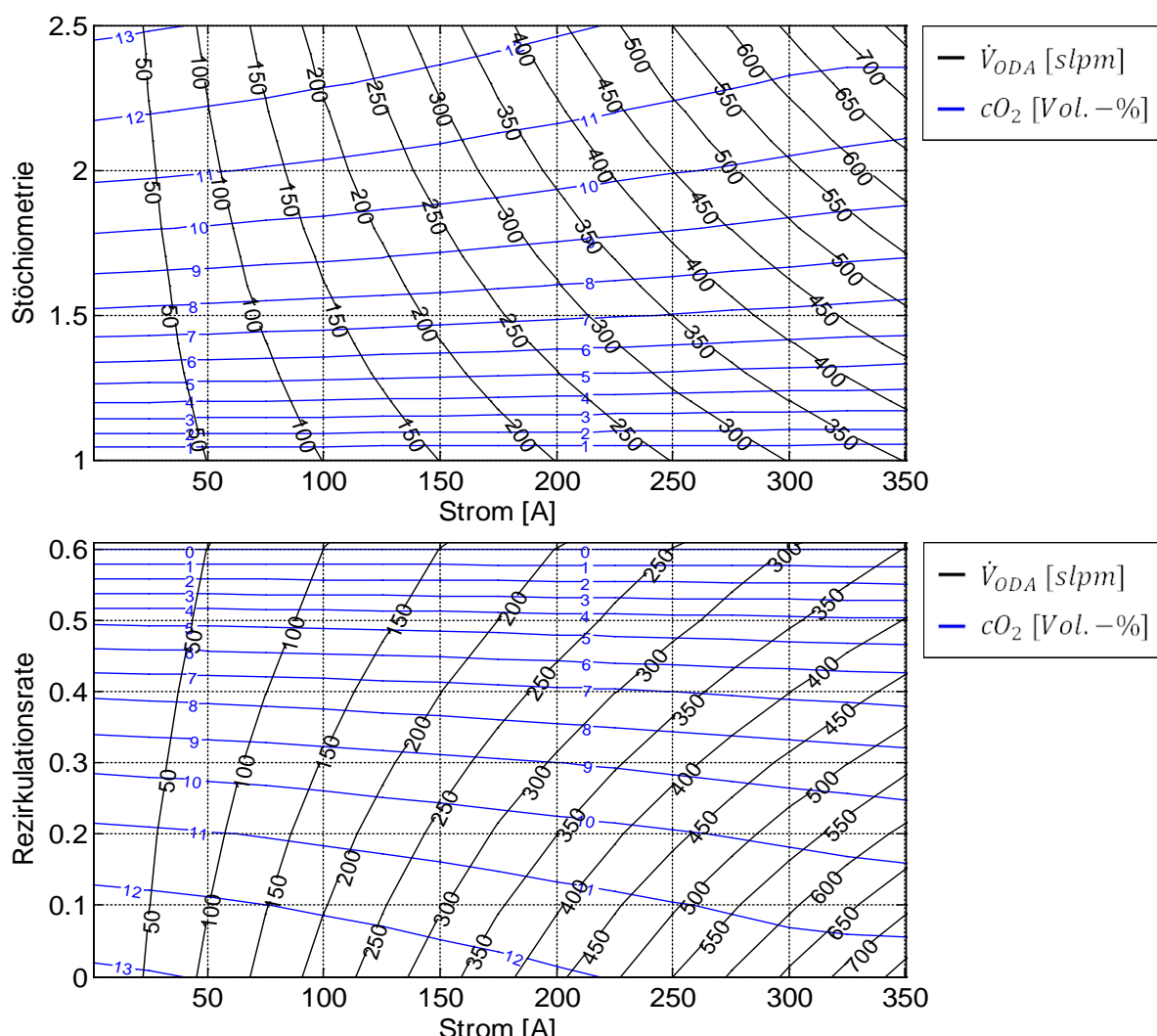


Abbildung 3.5: Kennfelder der ODA Erzeugung ohne Kondensation Temp. BZ nach Herstellerangaben. (schwarze Isolinien = ODA Volumenstrom [slpm], blaue Isolinien = ODA Sauerstoffkonz. [Vol.-%])

Die Sauerstoffkonzentration am Kathodenausgang wird hier durch die Rezirkulationsrate sowie die Betriebstemperatur beeinflusst. Die vorgegebene Betriebstemperatur steigt mit der erzeugten Stromstärke (vgl. Abschnitt 3.4.3). Mit ihr steigt der Sättigungsdampfdruck, wodurch die Luft einen höheren Wasserdampfgehalt hat und somit die Sauerstoffkonzentration sinkt.

Durch Kühlung der Abluft kommt es zur Kondensation des in ihr enthaltenen Dampfes. Damit ist ein Anstieg der Sauerstoffkonzentration verbunden. Die Kennfelder in Abbildung 3.6 zeigen den ODA-Volumenstrom sowie die Sauerstoffkonzentration des Abgases bei einer Kondensationstemperatur von 5°C. In diesem Fall besteht kein direkter Zusammenhang zwischen der Stromstärke und der Sauerstoffkonzentration.

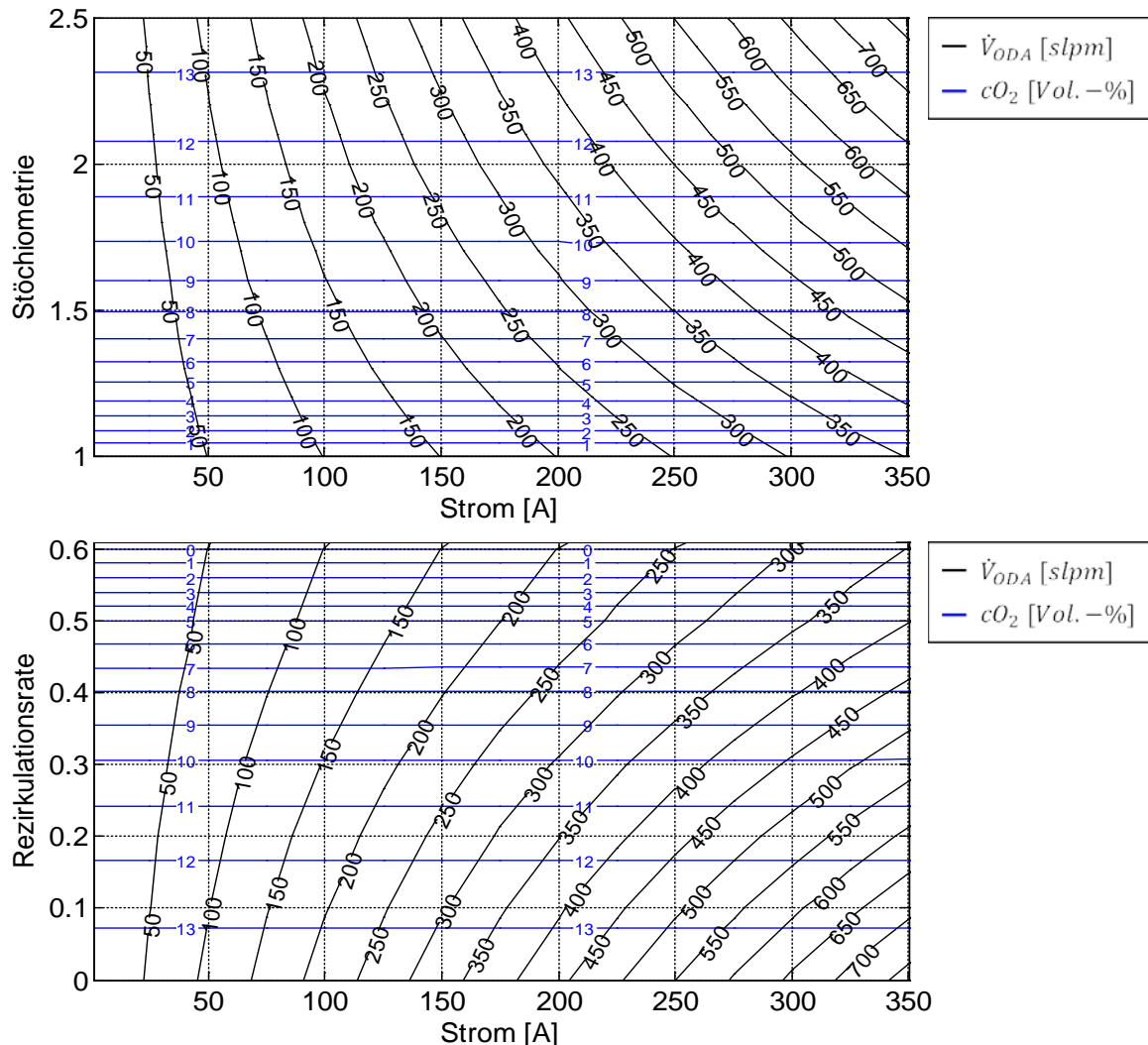


Abbildung 3.6: Kennfelder der ODA Erzeugung mit Kondensation; Kondensationstemp. = 5°C; Betriebstemp.BZ nach Herstellerangaben. (schwarze Isolinien = ODA Volumenstrom [slpm], blaue Isolinien = ODA Sauerstoffkonz. [Vol.-%])

Wie in den Abbildungen 3.5 & 3.6 zu erkennen ist, sind die beiden Kennfelder nahezu symmetrisch. So entspricht beispielsweise eine Stöchiometrie von 1,5 im Normalbetrieb einer Rezirkulationsrate von 0,4, wenn der Volumenstrom einer Stöchiometrie von 2,5 im Normalbetrieb entspricht. Für den Volumenstrom und die Sauerstoffkonzentration am Ausgang des Gesamtsystems macht es demnach kaum einen Unterschied, ob partiell rezirkuliert wird oder nicht. Für die Brennstoffzelle ergeben sich allerdings Unterschiede, da der Volumenstrom sowie der Druck in dem Stack bei partieller Rezirkulation im Vergleich zur abgesenkten Stöchiometrie konstant bleibt und zudem die Zuluft befeuchtet wird.

3.4.2 Einfluss der Betriebsweise auf die Sauerstoffkonzentration

Bis jetzt wurde der Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie und partieller Rezirkulation einzeln betrachtet. Durch die Kombination von beiden Betriebsweisen wird eine Vergleichbarkeit der jeweiligen Einflüsse auf die kathodenseitige Luftkondition ermöglicht. Die reale Stöchiometrie, die sich durch diese Kombination ergibt, ist in Abbildung 3.7 dargestellt.

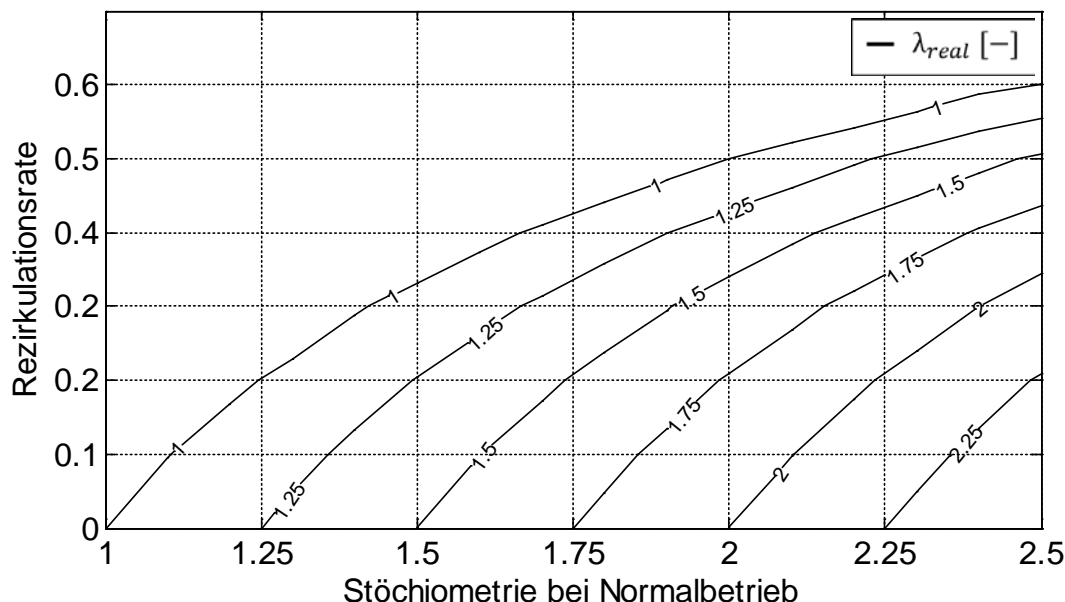


Abbildung 3.7: Isolinen der wahren Stöchiometrie, die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben

Eine reale Stöchiometrie von 1 begrenzt die möglichen Kombinationen, da in diesem Fall der Brennstoffzelle gerade so viel Sauerstoff zugeführt wie verbraucht wird. In Abbildung 3.8 ist die Sauerstoffkonzentration der Kathodenzuluft in Abhängigkeit von der Betriebsweise dargestellt. Für die Berechnung wurden Standardbedingungen gewählt ($p = 1013,25 \text{ hPa}$, $T_{amb} = 25^\circ\text{C}$). Weiterhin beträgt $rF_{amb} = 30\%$. In der Abbildung ist zu erkennen, dass sich die

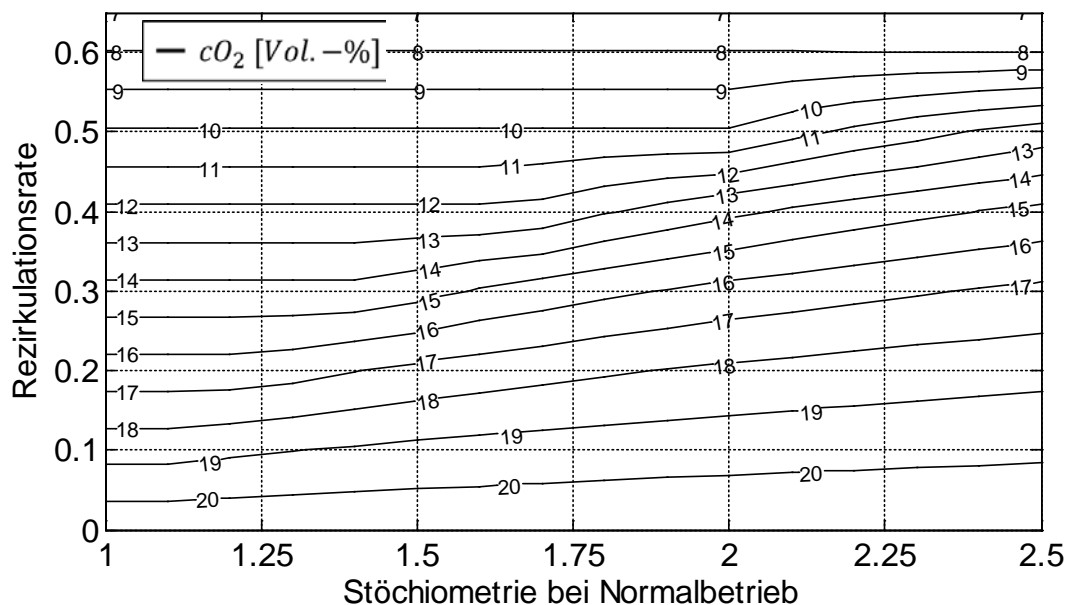


Abbildung 3.8: Isolinen der Sauerstoffkonzentration der Kathodenzuluft, die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben mit: $T_{BZ} = 50^\circ\text{C}$, $rF_{amb} = 30\%$, $p_{amb} = 1013,25 \text{ hPa}$, $T_{amb} = 25^\circ\text{C}$

Sauerstoffkonzentration am Brennstoffzelleneingang in Abhängigkeit von der Stöchiometrie bzw. des Volumenstroms nicht verändert, wenn die reale Stöchiometrie kleiner eins ist (vgl. Abbildung 3.7). In diesem Fall wird mehr Sauerstoff verbraucht, als der Brennstoffzelle zugeführt wird. Somit wird kein Sauerstoff rezirkuliert und lediglich der Sauerstoff aus der Umgebung zugeführt.

In Abbildung 3.9 ist die Sauerstoffkonzentration am Ausgang der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Betriebsweise bei einer gewählten Betriebstemperatur von 50°C dargestellt. Die Sauerstoffkonzentration am Ausgang des Gesamtsystems ist in Abbildung 3.10 für eine Kondensationstemperatur von 5°C dargestellt. Aufgrund des geringeren Wasserdampfpartialdrucks der Abluft ergeben sich hier etwas größere Werte. Dieser Einfluss nimmt allerdings mit zunehmender Rezirkulationsrate bzw. geringerer Stöchiometrie ab.

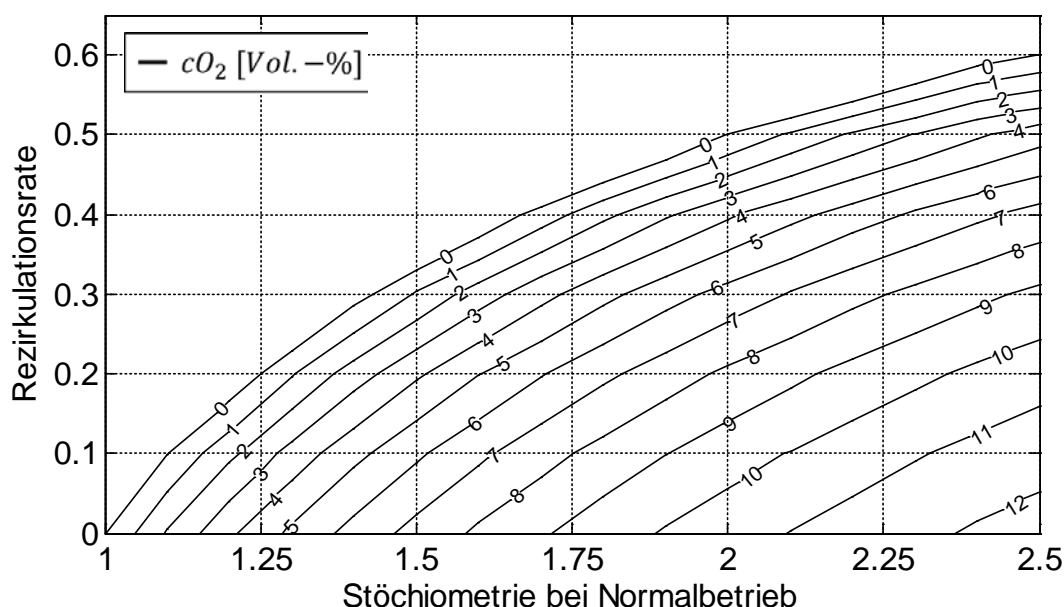


Abbildung 3.9: Isolinen der Sauerstoffkonzentration am Brennstoffzellenausgang, die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben. Die Lufttemperatur entspricht der Betriebstemperatur von 50°C

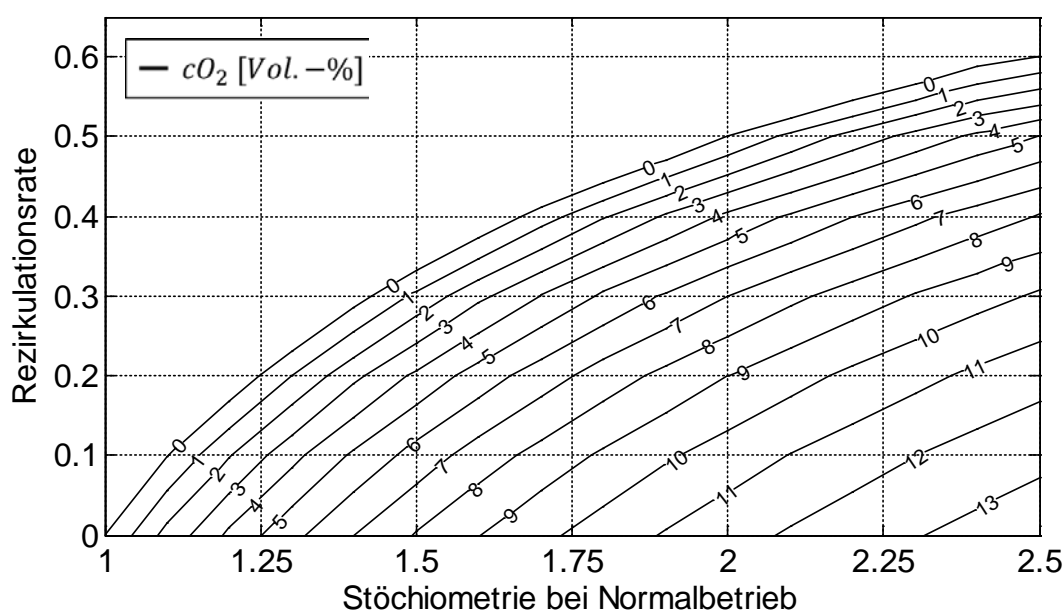


Abbildung 3.9: Isolinen der Sauerstoffkonzentration am Ausgang des Gesamtsystems, die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben. Die Lufttemperatur entspricht einer Kondensationstemperatur von 5°C

Weiterhin ist ersichtlich, dass die Sauerstoffkonzentration nicht linear mit der partiellen Rezirkulation sowie der Stöchiometrie im Normalbetrieb abfällt. So sinkt die Sauerstoffkonzentration beim Erhöhen der Rezirkulationsrate von 0 auf 0,3 um ca. 3,5%. Wird die Rezirkulationsrate weiter auf 0,6 erhöht, sinkt die Sauerstoffkonzentration schließlich um 9% bzw. 10% auf 0% ab. Beim Senken der Stöchiometrie im Normalbetrieb auf 1,75 und 1 ergibt sich das gleiche Verhalten.

3.4.3 Einfluss der Betriebsweise auf die relative Feuchte

Um die relative Feuchte am Eingang der Brennstoffzelle zu bestimmen, wird sie zunächst am Ausgang des Mischventils berechnet. Für die Berechnung wurden Standardbedingungen gewählt ($p = 1013,25 \text{ hPa}$, $T_{\text{amb}} = 25^\circ\text{C}$). Für die Berechnung wurde trockene Umgebungsluft verwendet. Weiterhin beträgt die gewählte Stromstärke der Berechnung $I_{\text{BZ}} = 150\text{A}$. Die Stromstärke hat keinen direkten Einfluss auf die relative Feuchte, durch sie wird jedoch die Betriebstemperatur ($T_{\text{amb}} = 50^\circ\text{C}$ / Herstellerangabe) sowie der Volumenstrom vorgegeben, der wiederum den Betriebsdruck sowie die Temperatur in dem System beeinflusst (vgl. Abschnitt 5.1).

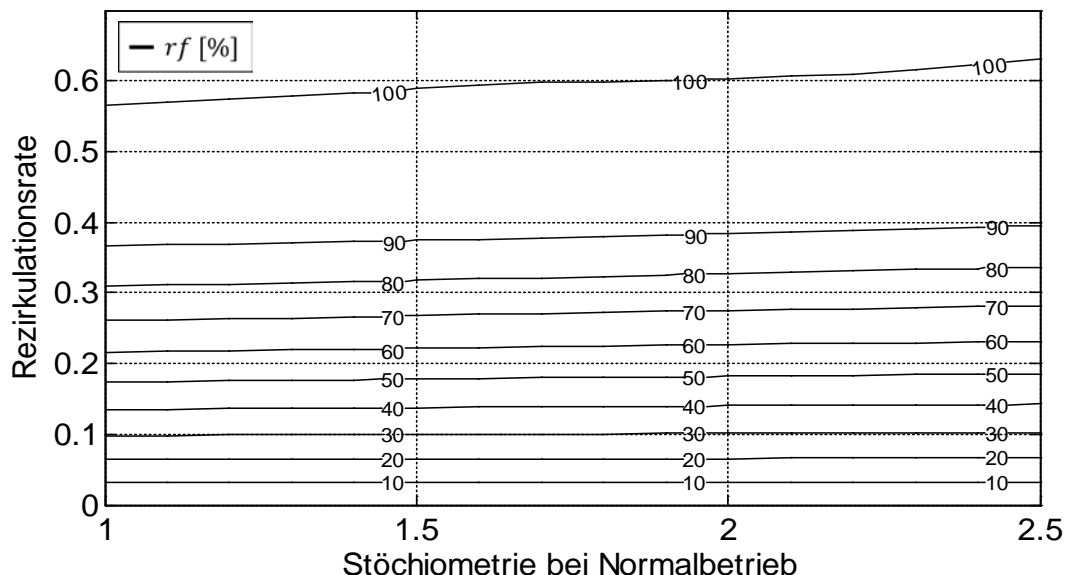


Abbildung 3.10: Isolinen der relativen Feuchte am Ausgang des Mischventils die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben mit: $T_{\text{BZ}} = 50^\circ\text{C}$, $rf_{\text{amb}} = 0\%$, $p_{\text{amb}} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{\text{amb}} = 25^\circ\text{C}$

Abbildung 3.10 zeigt Isolinen der relativen Feuchte am Ausgang des Mischventils, die sich in Abhängigkeit von der Betriebsweise ergibt. Es ist ersichtlich, dass die Stöchiometrie bzw. der Volumenstrom nur einen geringen Einfluss auf die relative Feuchte hat. Mit einem höheren Volumenstrom vergrößert sich der Unterdruck am Ausgang des Mischventils sowie die Lufttemperatur (vgl. Abschnitt 5.1), wodurch die relative Feuchte verringert wird.

Die Rezirkulationsrate hat hingegen einen wesentlich stärkeren Einfluss auf die relative Feuchte. Die Feuchtigkeit steigt zunächst linear mit der Rezirkulationsrate an. Ab einer Rezirkulationsrate von $X \approx 0,4$ verringert sich dieser Anstieg. Dies liegt an dem exponentiellen Zusammenhang zwischen Temperatur und Sättigungsdampfdruck (vgl. Abschnitt 2.4.1). Mit zunehmender Rezirkulationsrate steigt die Temperatur am Ausgang des Mischventils, durch den größeren Volumenstrom der warmen rezirkulierten Abluft. Dadurch steigt der Sättigungsdampfdruck der Luft am Ausgang des Mischventils in Verbindung mit einem geringeren Anstieg der relativen Feuchtigkeit.

Die relative Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle ist in Abbildung 3.11 dargestellt. Bei der Berechnung sind die Umgebungs- und Betriebsbedingungen unverändert. Sie entsprechen den Berechnungen am Ausgang des Mischventils.

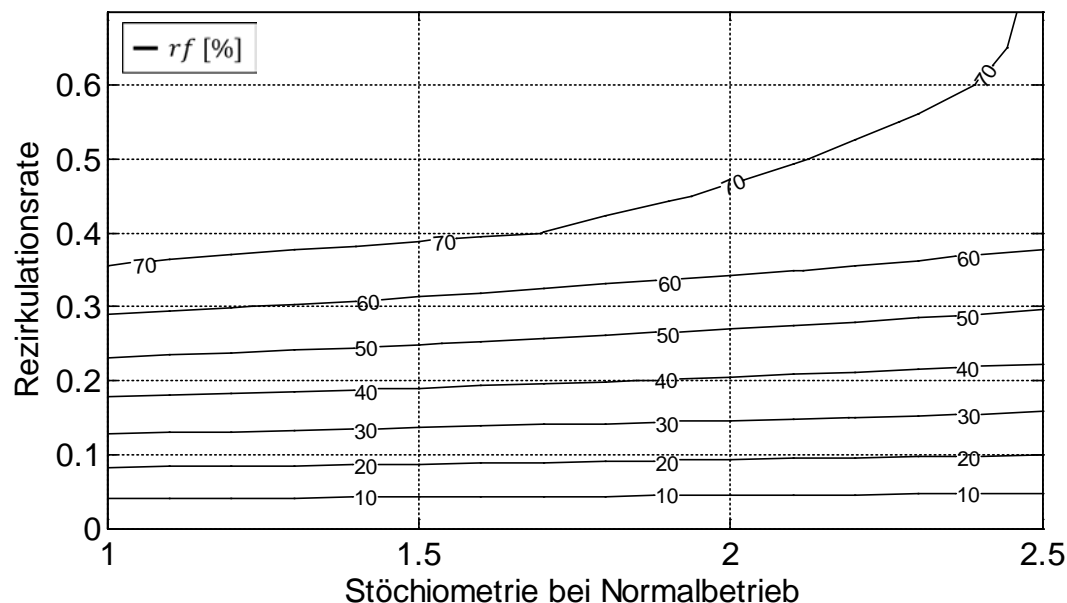


Abbildung 3.11: Relative Feuchte am Eingang der Brennstoffzelle die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben mit: $T_{BZ} = 50^{\circ}\text{C}$, $r_{f_{amb}} = 0\%$, $p_{amb} = 1013,25\text{hPa}$, $T_{amb} = 25^{\circ}\text{C}$

Die relative Feuchte am Eingang der Brennstoffzelle ist im Vergleich zum Ausgang des Mischventils geringer. Dies liegt an der höheren Temperatur der Zuluft, die aufgrund ihrer Kompression durch den Blower erwärmt wird. Der höhere Luftdruck, der sich dadurch ergibt, erhöht die relative Feuchte (vgl. Abschnitt 2.4.1). Der Einfluss des Druckes auf die Feuchte ist gegenüber dem Temperatureinfluss allerdings wesentlich geringer, wie weiter unten in Abschnitt 3.4.4 gezeigt wird.

Die Feuchtigkeit der Kathodenzuluft wird somit durch die Temperatur am Ausgang des Mischventils limitiert. Wenn die Luft am Mischventilausgang gesättigt ist, kommt es zur Kondensation des in ihr enthaltenen Wasserdampfes. Das flüssige Wasser wird aus dem System geleitet, sodass bei der nachfolgenden Erwärmung der Luft durch den Blower kein weiteres Wasser aufgenommen werden kann.

Am kathodenseitigen Ausgang der Brennstoffzelle ist die Luft auf Grund des erzeugten Produktwassers sowie der Betriebstemperatur überwiegend mit Wasserdampf gesättigt.

In Tabelle 3.1 sind die Betriebstemperaturen der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Stromstärke aufgeführt, die vom Systemhersteller vorgegeben sind. Die Temperaturen sind für einzelne Strombereiche konstant. Für eine bessere Vergleichbarkeit der Versuche wurden diese Temperaturen linearisiert und in den experimentellen Untersuchungen dieser Arbeit verwendet.

Strom [A]	$T_{Werk} [^{\circ}\text{C}]$	$T_{Linear} [^{\circ}\text{C}]$
50	45	42
75	45	44
100	45	45
150	50	48
200	50	51
250	55	54
300	55	57
350	60	60

Tabelle 3.1: Betriebstemperaturen

Die relative Feuchtigkeit, die sich theoretisch bei diesen Temperaturen und den dazugehörigen Volumenströmen bei kathodenseitiger Stöchiometrie von 2,5 ergibt, zeigt folgende Graphik.

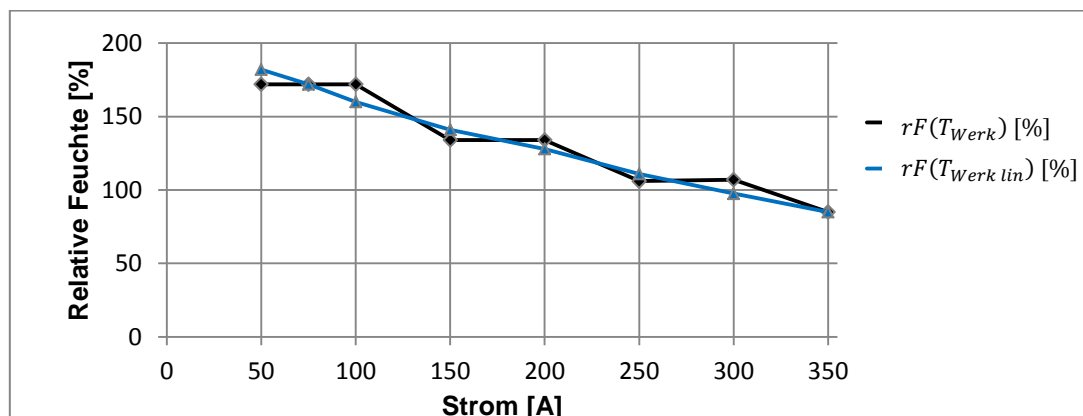


Abbildung 3.12: Theoretische Feuchtigkeit am Brennstoffzellenausgang

Die relative Feuchtigkeit kann maximal 100% erreichen, die theoretischen Werte ergeben sich, wenn der Wasserdampfpartialdruck nicht durch den Sättigungsdampfdruck limitiert wird. Demnach wird die Brennstoffzelle nach Herstellerangaben überwiegend so betrieben, dass die Kathodenabluft vollständig gesättigt ist und sich zudem flüssiges Wasser an der Kathode bildet.

Abbildung 3.13 zeigt Isolinien der Betriebstemperatur, die in Abhängigkeit von der Betriebsweise eine relative Feuchtigkeit von 100% am Brennstoffzellenausgang ergibt.

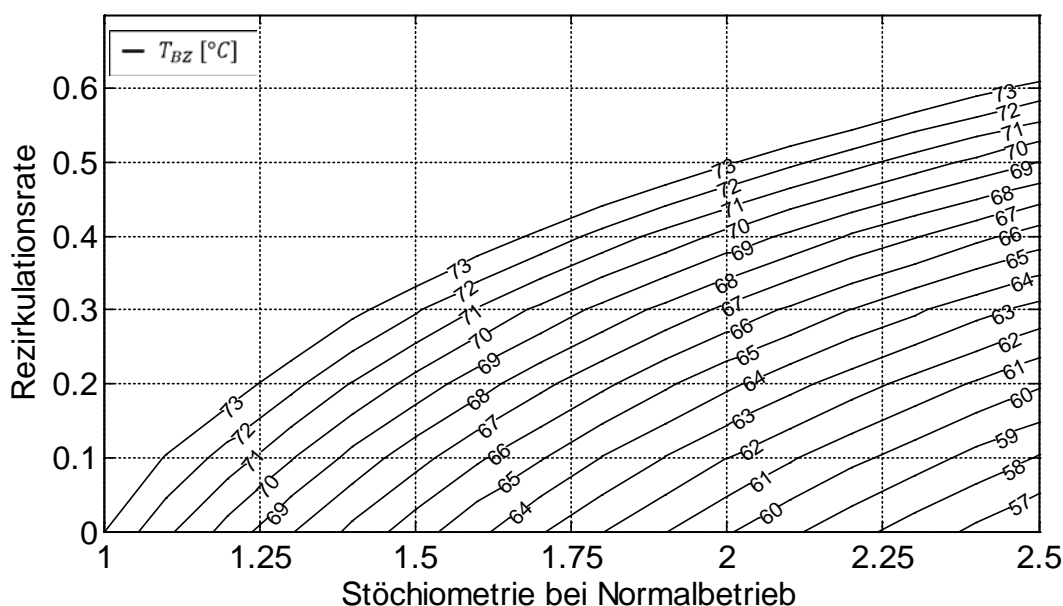


Abbildung 3.13: Isolinien der Betriebstemperatur für $rF = 100\%$ am Brennstoffzellenausgang die sich durch die Kombination von abgesenkter Stöchiometrie im offenen Betrieb und partieller Rezirkulation ergeben

Analog zu der realen Stöchiometrie sowie der Sauerstoffkonzentration am Ausgang der Brennstoffzelle ergibt sich eine annähernd symmetrische Temperaturverteilung. Bei einer abgesenkten Stöchiometrie im Normalbetrieb steigt der Wasserdampfpartialdruck der Kathodenluft, sodass eine höhere Betriebstemperatur erforderlich ist, damit die Luft entsprechend mehr Wasser aufnehmen kann. Wird hingegen die Rezirkulationsrate erhöht, bleibt der Luftvolumenstrom konstant, sodass sich der Wasseraustrag nicht verändert. Durch

die partielle Rezirkulation vergrößert sich jedoch die Wassermenge, die der Brennstoffzelle zugeführt wird, sodass auch hier eine entsprechende Erhöhung der Betriebstemperatur erforderlich ist. Bezüglich der relativen Feuchtigkeit am Brennstoffzellenausgang ist die Absenkung der Stöchiometrie daher mit der partiellen Rezirkulation vergleichbar. Die Wassermenge, die durch eine verringerte Stöchiometrie in der Brennstoffzelle verbleibt, gleicht der Wassermenge, die der Brennstoffzelle durch eine entsprechende Rezirkulationsrate zugeführt wird. Kommt es allerdings zur Kondensation der Kathodenzuluft hinter der Brennstoffzelle oder dem Mischventil, ist eine etwas geringere Betriebstemperaturen erforderlich.

Die folgenden Graphiken zeigen die erforderlichen Betriebstemperaturen, für verschiedene relative Feuchtigkeiten am Brennstoffzellenausgang in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate. Die dazugehörigen Volumenströme entsprechen der jeweiligen Stöchiometrie im offenen Normalbetrieb der Brennstoffzelle.

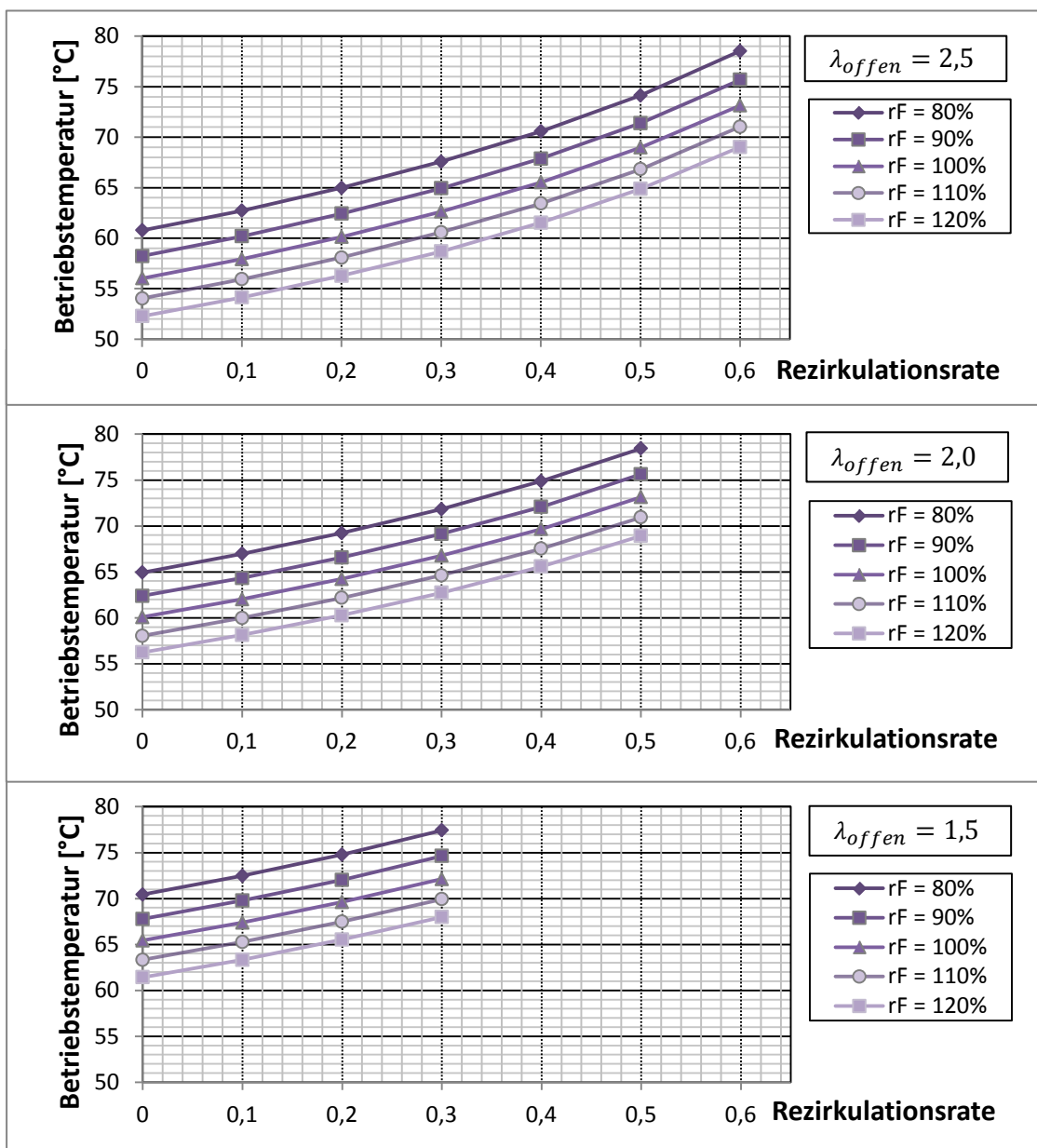


Abbildung 3.14: Betriebstemperaturen für verschiedene rF und λ am Brennstoffzellenausgang in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate

3.4.4 Einfluss der Umgebung auf die relative Feuchte im System

Die theoretische Analyse der Feuchtigkeit im System beschränkte sich bisher auf Standardbedingungen sowie trockene Zuluft. Der Einfluss der Umgebung auf die relative Feuchtigkeit am Brennstoffzelleneingang wird in diesem Abschnitt dargestellt.

Die Abbildungen 3.15 & 3.16 zeigen den Einfluss der Umgebungsluftfeuchtigkeit auf die Feuchtigkeit am Ausgang des Mischventils sowie dem Eingang der Brennstoffzelle unter Standardbedingungen ($p_{amb} = 1013,25hPa$, $T_{amb} = 25^\circ C$).

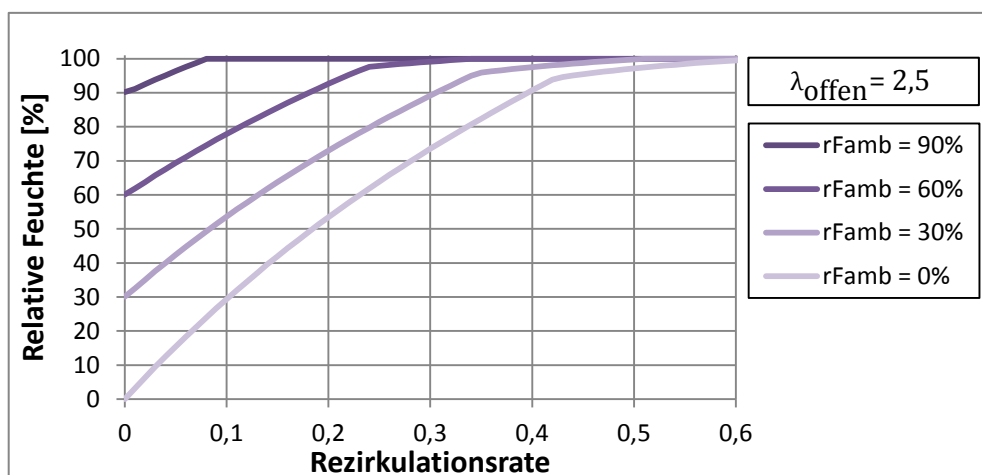


Abbildung 3.15: rF am Ausgang des Mischventils in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und rF_{amb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25hPa$, $T_{amb} = 25^\circ C$

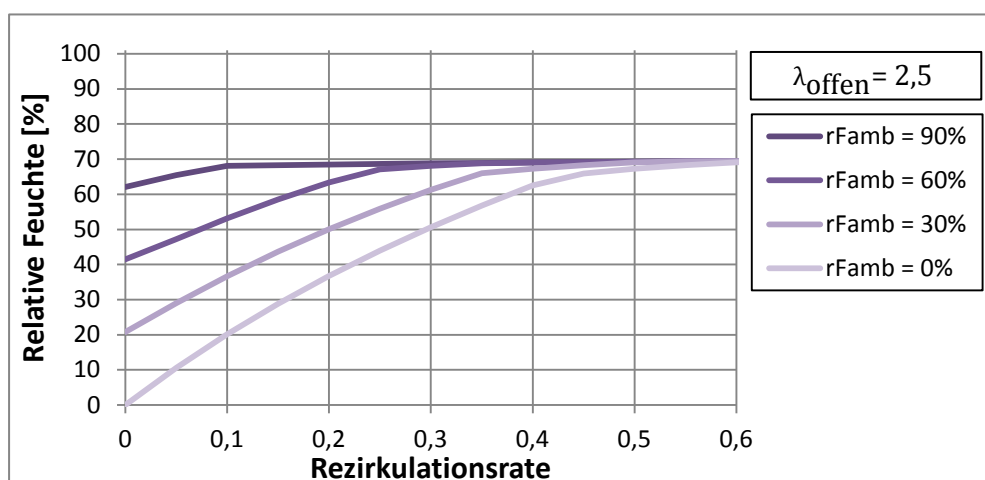


Abbildung 3.16: rF am Eingang der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und rF_{amb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25hPa$, $T_{amb} = 25^\circ C$

In den Graphiken ist zu erkennen, dass der Einfluss der Umgebungsluftfeuchtigkeit mit zunehmender Rezirkulationsrate abnimmt. Je größer die relative Feuchtigkeit der Umgebungsluft ist, desto eher wird die Sättigung der Kathodenluft am Ausgang des Mischventils erreicht.

Zudem ist die Begrenzung der relativen Feuchte am Brennstoffzelleneingang durch die Sättigung der Kathodenzuluft am Ausgang des Mischventils zu erkennen. Der Luftvolumenstrom und der damit verbundene Wärmeeintrag durch den Blower korrespondiert in der Berechnung zu einer erzeugten Stromstärke von 150A. In diesem Fall beträgt die relative Feuchte am Brennstoffzelleneingang maximal 69%.

Die Abbildungen 3.17 & 3.18 zeigen den Einfluss der Umgebungstemperatur auf die Feuchtigkeit der Kathodenzuluft am Ausgang des Mischventils sowie dem Eingang der Brennstoffzelle.

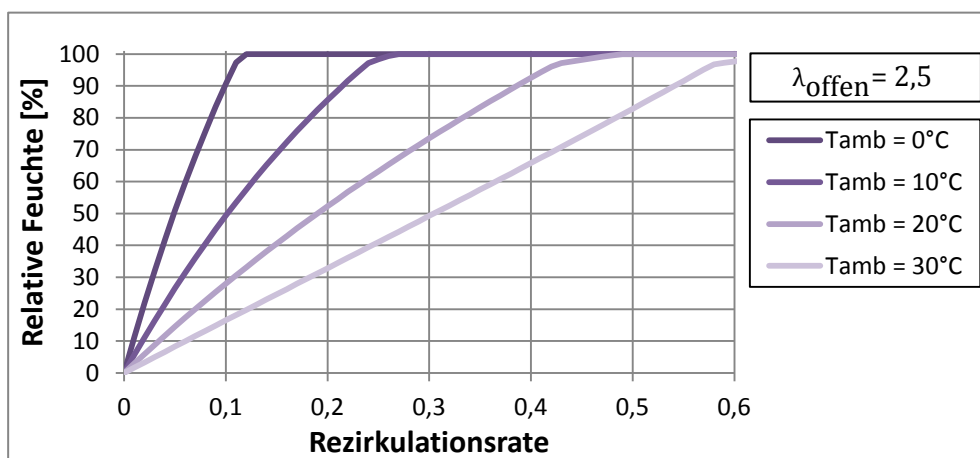


Abbildung 3.17: rF am Ausgang des Mischventils in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und T_{amb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25hPa$, $T_{amb} = 25^\circ C$

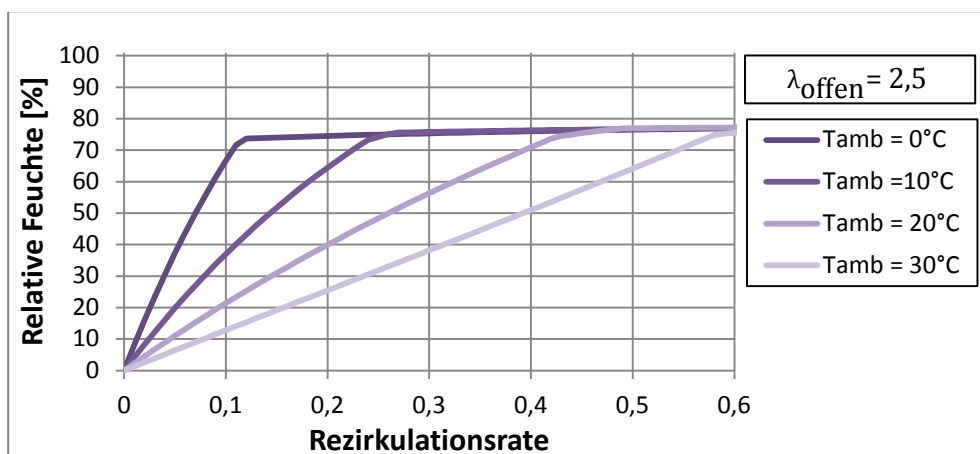


Abbildung 3.18: rF am Eingang der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und T_{amb} bei $\lambda = 2,5$ mit $p_{amb} = 1013,25hPa$, $T_{amb} = 25^\circ C$

In den Graphiken ist zu erkennen, dass die relative Luftfeuchtigkeit mit der Rezirkulationsrate ansteigt. Je geringer die Umgebungstemperatur ist, desto eher wird die Sättigung der Kathodenluft am Ausgang des Mischventils erreicht, da ein geringerer Sättigungsdampfdruck der Luft mit geringeren Temperaturen verbunden ist.

Mit der Rezirkulation ist zudem eine Erwärmung der Kathodenluft verbunden, sodass der Einfluss der Rezirkulationsrate auf die Feuchtigkeit bei geringen Umgebungstemperaturen nicht konstant ist. Bei einer Umgebungstemperatur von $30^\circ C$ besteht hingegen ein linearer Zusammenhang zwischen der relativen Feuchte und der Rezirkulationsrate

Auch hier ist die Begrenzung der relativen Feuchte am Brennstoffzelleneingang durch die Sättigung der Kathodenzuluft am Ausgang des Mischventils zu erkennen. Um den Einfluss des Luftvolumenstroms und dem damit verbundenen Wärmeeintrag durch den Blower auf die Sättigung der Luft zu zeigen, korrespondiert der Volumenstrom in der Berechnung im gegensatz zu Abb. 3.15 & 3.16 zu einer erzeugten Stromstärke von 75A. In diesem Fall ist der Wärmeeintrag des Blowers geringer als bei 150A. Die maximale relative Feuchte am Brennstoffzelleneingang ist daher etwas größer als in Abbildung 3.16. Sie nimmt einen Maximalwert von $rF=77,5\%$ an.

Im Gegensatz zu einer Temperaturerhöhung wird die relative Feuchte bei höheren Drücken gesteigert. Den Einfluss unterschiedlicher Umgebungsdrücke und Rezirkulationsraten auf die relative Feuchtigkeit am Ausgang des Mischventils sowie am Brennstoffzelleneingang zeigen folgende Tabellen. Der mit dem Blower erzeugte Luftvolumenstrom und der damit verbundene Wärmeeintrag sowie die Druckänderungen im Kathodenstrang korrespondieren in der Berechnung der oberen Tabelle zu einer erzeugten Stromstärke von 75A, in der unteren Tabelle zu 350A.

$I = 75A; T_{amb} = 25^{\circ}C; rF_{amb} = 0\%$							
Relative Feuchtigkeit am Ausgang des Mischventils [%]							
$p_{amb} [hPa]$	$X = 0$	$X = 0,1$	$X = 0,2$	$X = 0,3$	$X = 0,4$	$X = 0,5$	$X = 0,6$
950	0,0	21,4	41,3	60,1	77,9	95,2	100,0
975	0,0	21,4	41,3	60,1	77,9	95,2	100,0
1000	0,0	21,4	41,3	60,0	77,9	95,2	100,0
1025	0,0	21,4	41,3	60,0	77,9	95,2	100,0
1050	0,0	21,4	41,3	60,0	77,9	95,2	100,0
Relative Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle [%]							
$p_{amb} [hPa]$	$X = 0$	$X = 0,1$	$X = 0,2$	$X = 0,3$	$X = 0,4$	$X = 0,5$	$X = 0,6$
950	0,0	16,4	31,7	46,1	59,8	73,1	77,0
975	0,0	16,5	31,8	46,2	59,9	73,2	77,1
1000	0,0	16,5	31,8	46,2	60,0	73,3	77,2
1025	0,0	16,5	31,8	46,3	60,1	73,4	77,3
1050	0,0	16,5	31,9	46,3	60,1	73,5	77,4

Tabelle 3.2: rF in Abhängigkeit von X und p_{amb} bei $I = 75A$

$I = 350A; T_{amb} = 25^{\circ}C; rF_{amb} = 0\%$							
Relative Feuchtigkeit am Ausgang des Mischventils [%]							
$p_{amb} [hPa]$	$X = 0$	$X = 0,1$	$X = 0,2$	$X = 0,3$	$X = 0,4$	$X = 0,5$	$X = 0,6$
950	0,0	42,8	77,3	87,6	90,0	91,8	93,2
975	0,0	44,0	79,3	88,0	90,5	92,2	93,5
1000	0,0	45,1	79,5	88,4	90,9	92,5	93,8
1025	0,0	46,3	79,7	88,8	91,2	92,9	94,1
1050	0,0	47,5	79,9	89,2	91,6	93,2	94,4
Relative Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle [%]							
$p_{amb} [hPa]$	$X = 0$	$X = 0,1$	$X = 0,2$	$X = 0,3$	$X = 0,4$	$X = 0,5$	$X = 0,6$
950	0,0	17,9	23,6	37,5	39,0	39,9	40,5
975	0,0	18,7	34,0	38,3	39,8	40,7	41,3
1000	0,0	19,5	34,6	39,0	40,6	41,5	42,1
1025	0,0	20,3	35,2	39,8	41,3	42,3	42,9
1050	0,0	21,1	35,8	40,5	42,1	43,0	43,7

Tabelle 3.3: rF in Abhängigkeit von X und p_{amb} bei $I = 350A$

In den Tabellen ist zu erkennen, dass der Umgebungsdruck im Vergleich zur Rezirkulationsrate einen geringen Einfluss auf die relative Feuchte der Kathodenluft hat. Bei einer Stromstärke von 75A hat der Umgebungsdruck keinen signifikanten Einfluss auf die relative Feuchtigkeit am Ausgang des Mischventils. Bei dieser Stromstärke besteht zwischen dem Mischventil und der Brennstoffzelle eine Druckdifferenz ca. 25 mbar (vgl. Abschnitt 5.1).

Die relative Feuchtigkeit der Zuluft wird bei entsprechendem Betriebsdruck nur geringfügig beeinflusst.

Je größer die erzeugte Stromstärke ist, desto größer ist der Volumenstrom im Kathodenstrang und damit die Druck- und Temperaturdifferenz zur Umgebung. Bei einer Stromstärke von 350A entsteht am Ausgang des Mischventils ein Unterdruck von ca. 42 mbar, wenn rezirkuliert wird. Am Eingang der Brennstoffzelle entsteht hingegen ein Überdruck von ca. 150mbar gegenüber der Umgebung (vgl. Abschnitt 5.1).

Nach den Berechnungen in Tabelle 3.3 steigt die relative Feuchtigkeit am Ausgang des Mischventils um 1,2% - 4,7%, wenn der Umgebungsdruck von 950mbar auf 1050mbar erhöht wird. Bei höheren Rezirkulationsraten wird der Einfluss des Umgebungsdruckes gemindert. Dies liegt u.a. daran, dass mit einer erhöhten Rezirkulationsrate die Temperatur am Ausgang des Mischventils erhöht wird, indem mehr warme Abluft zudosiert wird. Diese Erwärmung wirkt dem Anstieg der relativen Feuchtigkeit entgegen.

Am Eingang der Brennstoffzelle verringert sich der Einfluss der Rezirkulationsrate auf die Temperaturerhöhung (vgl. Abschnitt 5.1). Nach den Berechnungen in Tabelle 3.3 steigt die relative Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle um 3,0% - 3,2%, wenn der Umgebungsdruck von 950mbar auf 1050mbar erhöht wird.

Der Einfluss des Umgebungsdruck im Vergleich zur Umgebungstemperatur sowie der relativen Feuchtigkeit der Umgebung selbst, hat somit einen wesentlich geringeren Einfluss auf die relative Feuchtigkeit im System.

4 Experimentelles

Dieser Abschnitt beschreibt den Aufbau des verwendeten Teststands. Es ist ein Doppelsystemteststand, in den zwei Brennstoffzellensysteme integriert sind. Die beiden Brennstoffzellen können kathodenseitig auf verschiedene Weisen verschaltet werden. Zu Gunsten der Funktionalität und der eingebauten Sensorik ist der Aufbau recht komplex. Temperatur und Druckverluste können daher nicht problemlos minimiert werden. Die Funktion des gesamten Teststands soll weiterhin gewährleistet sein, daher wurde der Teststand für die Versuche dieser Arbeit um die Funktion der partiellen Rezirkulation bei „Brennstoffzellensystem 1“ erweitert.

4.1 Überblick zum Aufbau des Teststands

Der verfahrenstechnische Aufbau des gesamten Teststands ist in Anhang C beigefügt. Der Teil, der für die partielle Rezirkulation verwendet wird, ist darin hervorgehoben und in folgender Abbildung dargestellt.

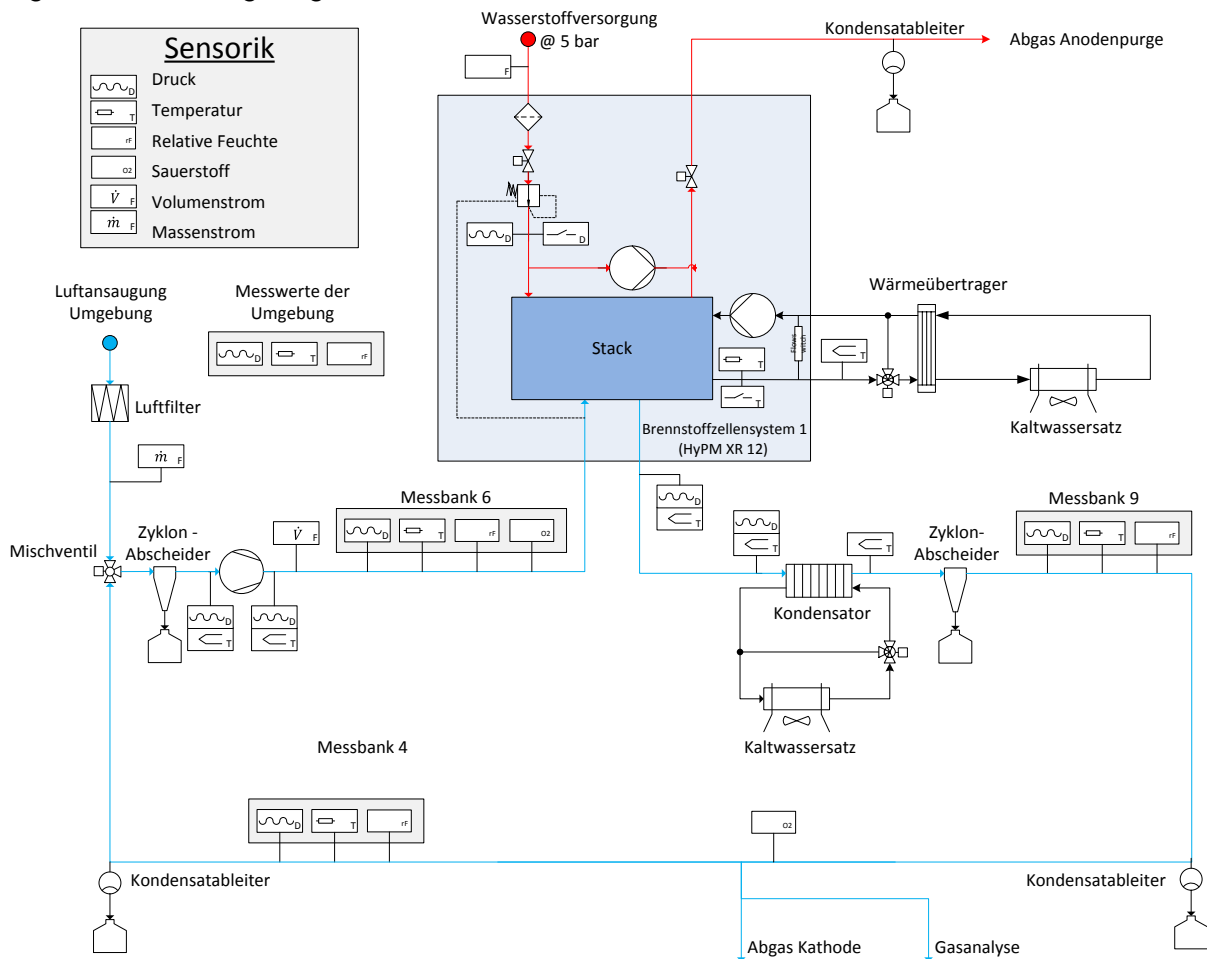


Abbildung 4.1: Verfahrenstechnik des Versuchsaufbaus

An dieser Stelle sei noch einmal auf den Unterschied beider Durchflussmesser hingewiesen. Der verwendete Massendurchflussmesser verfügt über ein beheiztes Sensorelement, dem von der vorbeiströmenden Luftmasse Wärme entzogen wird. Die entstehende Wärmedifferenz ist ein direktes Maß für die vorbeiströmende Luftmasse [30]. Er ist für die Messung trockener Umgebungsluft vorgesehen. Andere Gaszusammensetzungen sowie Kondensat beeinflussen die Messgröße. Daher beschränkt sich sein Einsatzgebiet auf den Systemeingang.

Das Messprinzip des Volumenstrommessers basiert auf der Kármánschen Wirbelstraße. In dem durchströmten Messrohr befindet sich ein Störkörper, hinter dem sich gegenläufige Wirbel ausbilden. Die Wirbel erzeugen messbare Druckimpulse, mit denen die Wirbelablösefrequenz bestimmt wird. Der zu bestimmende Volumenstrom berechnet sich schließlich aus dem Produkt dieser Frequenz und einer Proportionalitätskonstante. Das Messprinzip ist weitgehend unabhängig von der Gaszusammensetzung und auch für feuchte Luft geeignet [31]. Zur Ausbildung messbarer Wirbel ist allerdings ein minimaler Volumenstrom von $2,8 \text{ m}^3/\text{h}$ erforderlich, sodass der Messbereich immer größer als null ist.

In Tabelle 3.1 & 3.2 sind die Sensoren sowie die Verfahrenstechnischen Komponenten aufgeführt, die für den Betrieb mit partieller Rezirkulation verwendet werden. Auf sie wird im folgenden Abschnitt näher eingegangen. Eine komplette Komponentenübersicht befindet sich in Anhang D. Die Datenblätter des Blowers, des Kondensators sowie die der einzelnen Sensoren mit weiteren Angaben zur Funktionsweise sind dem Anhang E beigelegt.

Komponenten	Typ	Hersteller	Anzahl
Brennstoffzelle	HyPM XR12	Hydrogenics	1
Blower	G-BH7	Gardener Denver	1
Mischventil	J3C	J+J	1
Kondensator	Alfa Nova 27-20L	Alfa Laval	1
Zyklonabscheider	AS 2	Mankenberg	2
Kondensatableiter	SN 2	Mankenberg	2

Tabelle 4.1: Verwendete verfahrenstechnische Komponenten

Sensoren	Typ	Hersteller	Messbereich	Messfehler ¹	Anz.
O ₂ - Sensor	FOSPOR-T1000-TS-NEO	Ocean Optics	0...25 Vol.-% O ₂	<5% v.M.	2
rF - Sensoren	AFK-E1	Kobold	0...100% rF	$\pm(1,3+0,3\text{v.M.})$ % rF	4
Temperatursensoren in den Messbänken	TMA H 644102XX4	Kobold	-200...+600 °C	<0,5% v.E.	4
Thermoelemente	MTE 294, Typ-K	LKM Electronics	-200...+1000 °C	$\pm 1,5 \text{ K}$	5
Drucksensoren in den Messbänken	3276.043.001	Tecsis	-1...1,5bar	<0,5% v.E.	4
Drucksensoren am Teststand	A -10	Wika	0-1,6 bar	<1% v.E.	4
Volumenstrom-messer	Vortex DI 50	Höntzsch	2,8...212 m ³ /h (46,7...3533 slpm)	<1% v.M. + 0,3% v.E.	1
Massenflussmesser	HFM 5	Bosch	0...1100 kg/h	<3% v.M.	1
Gasanalysator O ₂	Magnos 206	ABB	0...25 Vol.-% O ₂	<0,5% v.E.	1

Tabelle 4.2: Verwendete Sensorik

¹ Abkürzungen: v.M. = vom Messwert; v.E. = vom Endwert

In den folgenden Abbildungen sind Fotos des Teststands dargestellt. Die Hauptkomponenten sind darin gekennzeichnet. in Abbildung 4.3 ist der Verlauf der Luftströme zusätzlich eingezeichnet. Die Zuluft ist darin gelb, die Abluft blau und ihr rezirkulierter Anteil violett dargestellt. Für eine bessere Übersicht sind in Anhang E weitere Abbildungen mit entsprechenden Kennzeichnungen des Teststands beigefügt.

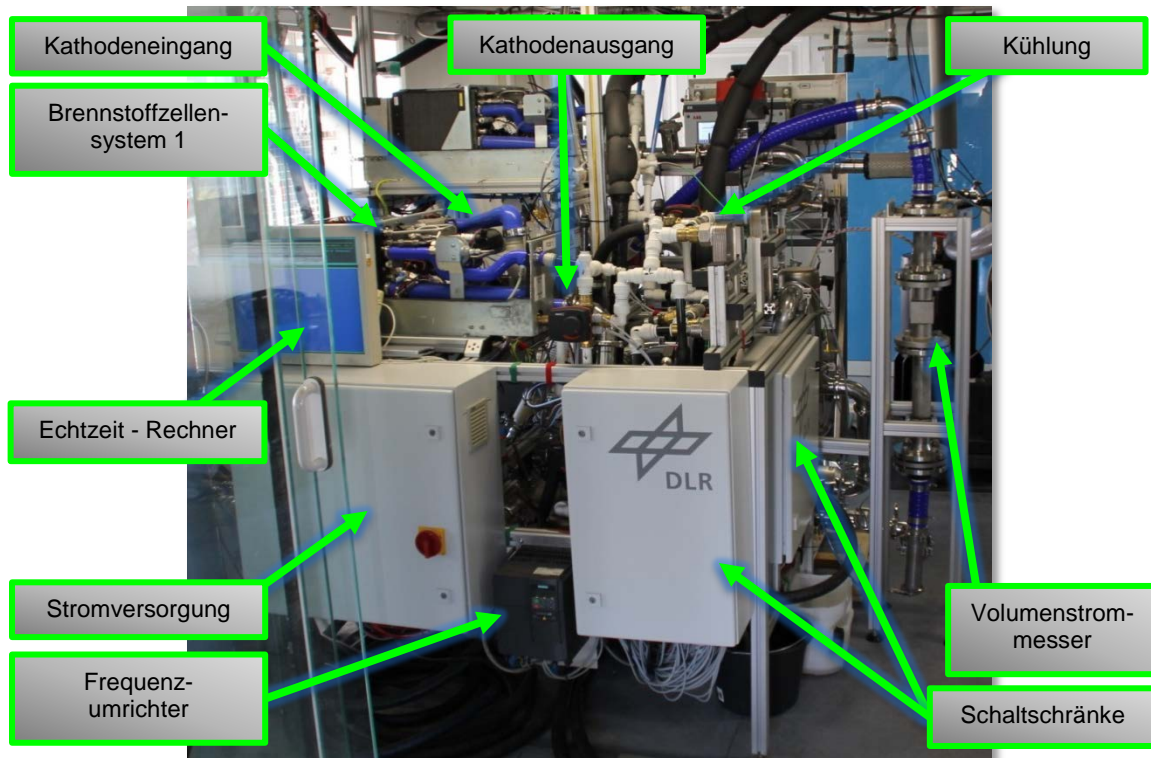


Abbildung 4.2: Vorderseite des Teststands

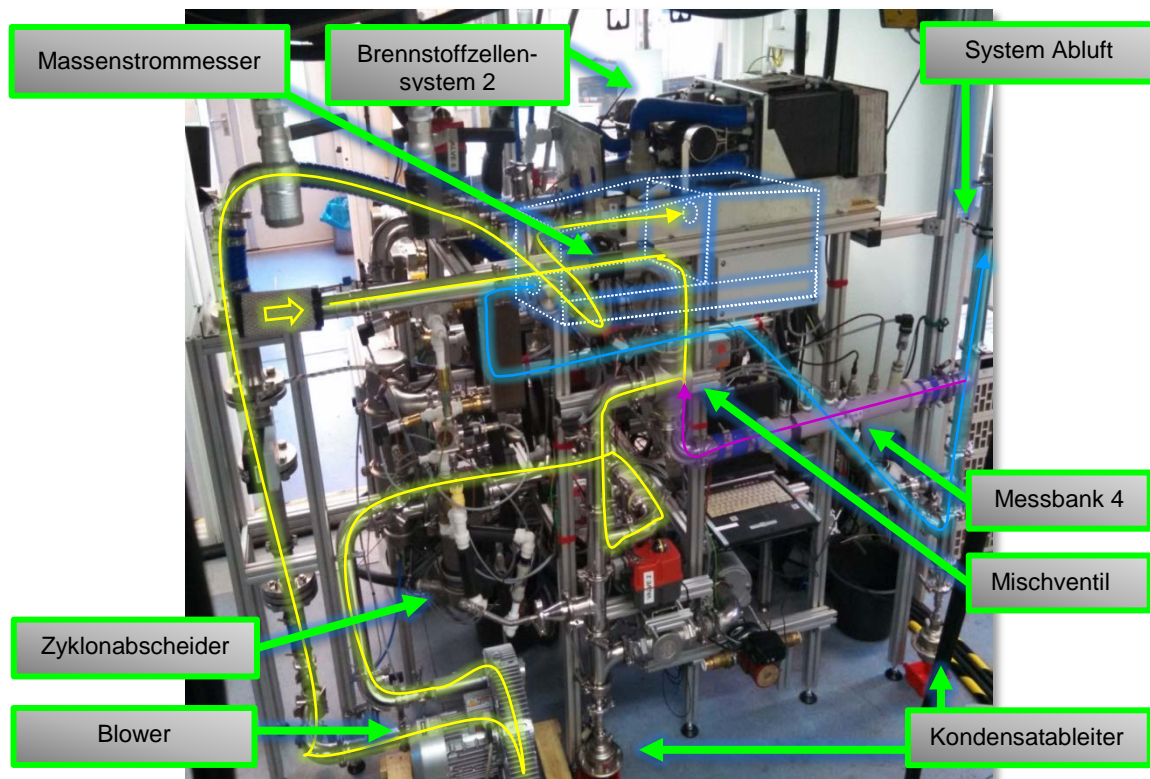


Abbildung 4.3: Rückseite des Teststands

4.2 Verfahrenstechnische Komponenten des Teststands

In diesem Abschnitt werden die Hauptkomponenten vorgestellt, die für den Betrieb des Teststandes mit partieller Rezirkulation notwendig sind. Es wird beschrieben, wie diese Komponenten steuerungs- und regelungstechnisch in das System eingebunden sind und welche Sensorik verwendet wird.

4.2.1 Brennstoffzellensystem HyPM[®]XR 12

Für die Versuche dieser Arbeit wird ein 12kW PEM-Brennstoffzellensystem der Firma Hydrogenics verwendet. Der Stack besteht aus 60 Zellen mit Einzelflächen von jeweils 495cm². Es handelt sich um ein Komplettsystem, in dem alle notwendigen Komponenten für die Medienführung sowie die elektronische Überwachung und Steuerung enthalten sind. Lediglich die Stromversorgung, die Zu- und Abfuhr der Reaktionsgase sowie die des Kühlmittels müssen gewährleistet werden. In Abbildung 4.4 ist das System mit seinen Hauptkomponenten dargestellt.

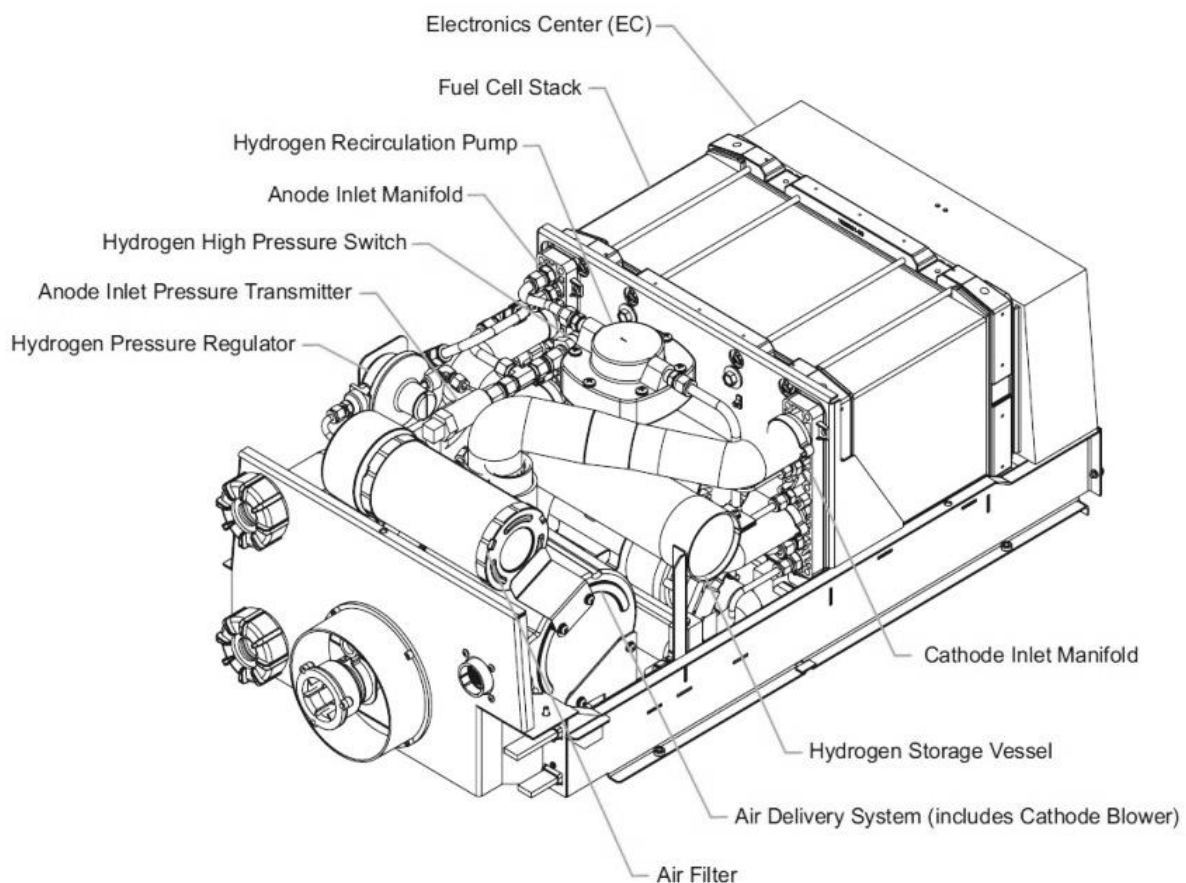


Abbildung 4.4: Brennstoffzellensystem HyPM[®]XR 12 [52]

Als Brennstoff wird der Brennstoffzelle reiner Wasserstoff 5.0 mit einem Druck von 5 bar zugeführt. Ein Druckminderer senkt den Druck auf den Betriebsdruck der Brennstoffzelle. Der Druck auf der Anodenseite entspricht dem der Kathodenseite, da beide über eine Pilotleitung miteinander verbunden sind und ein Druckausgleich stattfinden kann. Kathodenseitig wird dem System mit Hilfe eines Blowers gefilterte Umgebungsluft zugeführt.

Die Brennstoffzelle verfügt über eine Wasserkühlung. Die Kühlwassertemperatur wird mit Hilfe einer Primär-/Sekundärkühlung angepasst. Der primäre Kühlkreislauf durchläuft die Brennstoffzelle. Er ist durch einen Wärmetauscher mit dem sekundären Kühlkreislauf verbunden. Ein Dreiwegeventil im Primärkreislauf gibt den Anteil des Kühlwassers vor, der durch den Wärmetauscher geleitet und abgekühlt wird, bevor er zurück in die Brennstoffzelle gelangt. Das übrige Kühlwasser wird über einen Bypass direkt in die Brennstoffzelle zurückgeleitet. Damit lässt sich die Betriebstemperatur der Brennstoffzelle einstellen. In der Abbildung des verfahrenstechnischen Aufbaus (Abbildung 4.1) ist dies dargestellt. Die optimalen Betriebstemperaturen für verschiedene Leistungsbereiche bzw. Stromstärken der Brennstoffzelle werden vom Hersteller vorgegeben. Sie sind in folgender Tabelle aufgeführt.

CURRENT (A)	TEMPERATURE (°C)
>325	60
225 – 325	55
125 – 225	50
38 – 125	45
<38	40

Tabelle 4.3: Betriebstemperaturen der Brennstoffzelle nach Herstellerangaben [52]

Die Systemspezifikationen nach Herstellerangaben sind in Tabelle 4.4 zusammengefasst. Demnach wird bei 350A die maximal zugelassene Stromstärke erreicht. Höhere Stromstärken werden von der Sicherheitselektronik des Systems nicht zugelassen. Daher bildet dies eine Grenze des zu untersuchenden Betriebsbereiches der Brennstoffzelle.

Brennstoffzellen-System HyPM® XR 12-500-01		
Elektrische Leistung	(<i>P</i>)	12kW
Strombereich	(<i>I</i>)	0-350A
Spannungsbereich	(<i>U</i>)	35-58V (DC)
Wirkungsgrad	(<i>η</i>)	53%
Wasserstoffkonzentration		≥99,99 Vol.-%
Kohlenmonoxidkonzentration		<0.2ppm
Betriebsdruck	(<i>p</i>)	<120kPA
Kühlmittel Ausgangstemperatur	(<i>T</i>)	40-60°C
Kühlmittel Volumenstrom	(<i>Ṁ</i>)	35slpm

Tabelle 4.4: Spezifikation des Brennstoffzellensystems [52]

4.2.2 Seitenkanalverdichter 2BH7

Der Motor sowie die Elektronik des systeminternen Blowers werden durch den erzeugten Luftstrom gekühlt. Die hohe Wasserbeladung des Luftstroms im Betrieb bei partieller Rezirkulation würde die Elektronik langfristig zerstören. Aus diesem Grund wurde ein Seitenkanalverdichter der Firma Gardener Denver beschafft, bei dem die Medienführung vom Motor und der Elektronik getrennt ist (Abbildung 4.5).

Die Motorsteuerung wird mit dem Frequenzumrichter „Micromaster 440“ der Firma Siemens ermöglicht. Aus einem 0-10V Spannungssignal wird mit Hilfe des Frequenzumrichters eine Versorgungsfrequenz erzeugt, mit der die Drehzahl des Verdichtermotors vorgegeben wird.

Bei einer maximalen Versorgungsfrequenz des Verdichters von 50Hz beträgt die benötigte Leistung 2,2kW. Sie hängt von dem Gegendruck und dem beförderten Volumenstrom ab.

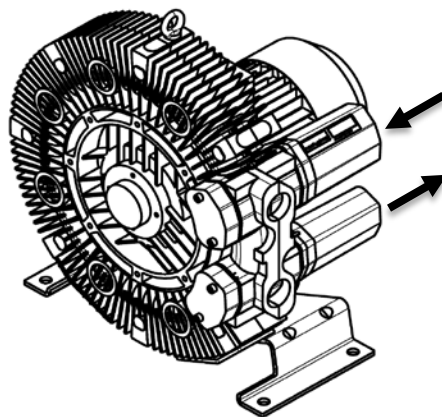


Abbildung 4.5: Seitenkanalverdichter 2BH7 [53]

4.2.3 Mischventil

Mit Hilfe des Mischventils wird die Rezirkulationsrate vorgegeben. Es handelt sich um ein 2“ - Kugelventil mit T-Bohrung, wie es in Abbildung 4.6 dargestellt ist. Die linke Abbildung zeigt die Ventilstellung im offenen Betrieb, ohne Rezirkulation. Bei der Ventilstellung der rechten Abbildung beträgt die Rezirkulationsrate 0,5¹.

Um die Rezirkulationsrate definiert einstellen zu können, ist das Ventil mit dem elektrischen Schwenkantrieb J3C der Firma J+J verbunden. Der Schwenkantrieb verfügt über ein Potentiometer. So lässt sich die Ventilstellung mit einem 4-20mA Steuersignal einstellen.

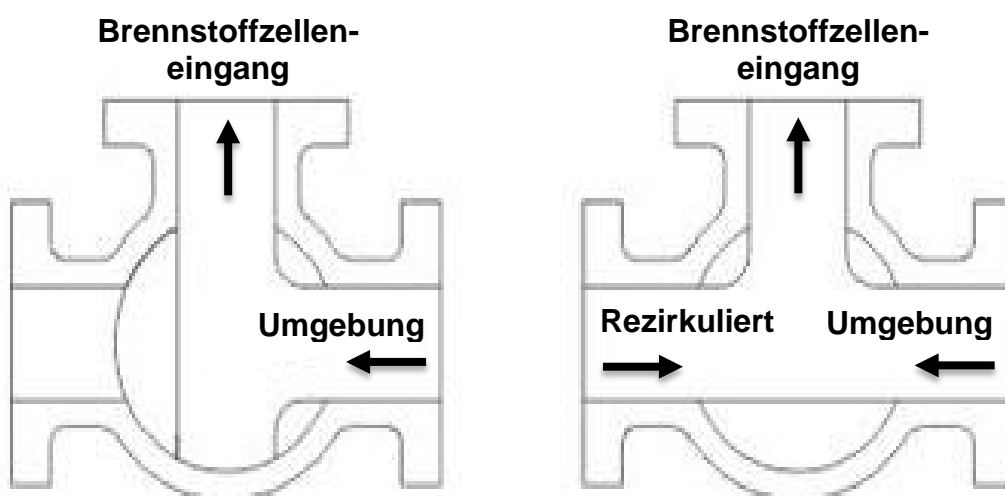


Abbildung 4.6: Mischventil [39]

¹ Die Rezirkulationsrate ist definiert als Massenstromverhältnis der rezirkulierten Luft zu dem der Brennstoffzellenzuluft

4.2.4 Zyklonabscheider Mankenberg AS 2

Das Produktwasser der Brennstoffzelle sowie das auskondensierte Wasser hinter dem Mischventil werden in einen Zyklonabscheider geleitet. In dem Abscheider wird die Luft durch seine Bauform (Abbildung 4.7) in Rotation versetzt, wobei sich die schwereren Wassertröpfchen in der Luft an der Abscheiderwand sammeln und in ein Reservoir laufen.

Ein integrierter Kugelschwimmerableiter öffnet ein Ventil, indem er aufschwimmt, sobald sich genügend Wasser in dem Reservoir gesammelt hat. Dadurch wird gewährleistet, dass der Druck in den Rohrleitungen des Systems nicht von der Wasserabfuhr beeinträchtigt wird und keine Luft entweichen kann.

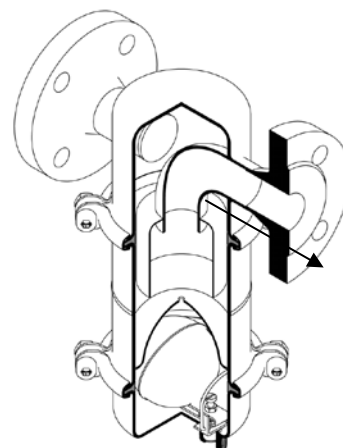


Abbildung 4.7:
Zyklonabscheider AS 2 [43]

4.2.5 Kondensatableiter Mankenberg KA 2

Mehrere Kondensatableiter (Abbildung 4.8) befindet sich in dem Teststand. Anodenseitig wird mit ihnen das Wasser aus der Purgeleitung (vgl. Abschnitt 2.3) des Brennstoffzellensystems geleitet. Kathodenseitig wird das Kondensat der feucht-warmen Abluft aus den Rohrleitungen abgeführt.

Die Ableiter sind durch Stichleitungen mit der Medienführung verbunden. Sie befinden sich jeweils an der tiefsten Stelle, so dass sich das Wasser aus in ihnen sammeln kann. Der Kondensatableiter verfügt ebenfalls über einen Kugelschwimmer, der beim Aufschwimmen das Wasser aus dem Ableiter führt, ohne dass ein Gas- oder Druckverlust auftreten kann.

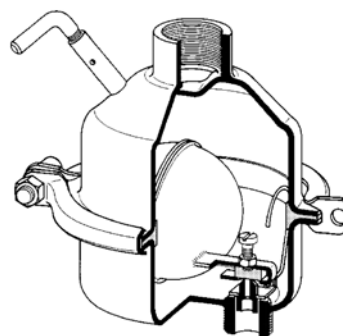


Abbildung 4.8:
Kondensatableiter KA 2 [42]

4.2.6 Rohrleitungen

Für die kathodenseitige Medienführung werden modulare Rohrleitungsstücke aus poliertem Edelstahl und Kunststoffschläuche mit einem Innendurchmesser von 50mm verwendet. Die Verbindung der einzelnen Rohrstücke wird über Klemmverbindungen gemäß DIN 32676 realisiert, wie sie in Abbildung 4.9 gezeigt ist.

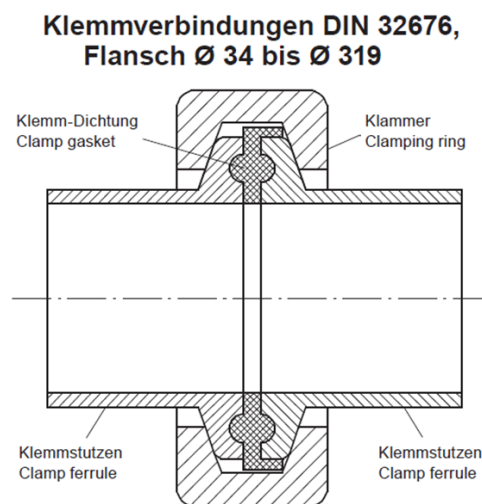


Abbildung 4.9: Klemmringverbindung [41]

4.2.7 Kondensator AlfaNova 27-20L

Am Kathodenausgang der Brennstoffzelle ist ein Plattenkondensator integriert, mit dem die Kathodenabluft abgekühlt werden kann, um den Wasserdampf in der Luft zur Kondensation zu bringen. Über ein 3-Wegeventil wird die Menge des Kühlmittels vorgegeben, die durch den Kondensator geleitet wird (Abb. 4.1). Dadurch kann die übertragene Wärmeleistung angepasst werden und somit auch die Temperatur der Kathodenluft am Ausgang des Kondensators. Als Kühlmittel wird ein Wasser-Ethylenglykol-Gemisch ¹ verwendet. Die Strömungsrichtung der Medien ist gegenläufig. Ihr Fließschema ist in Abbildung 4.10 farblich getrennt dargestellt.

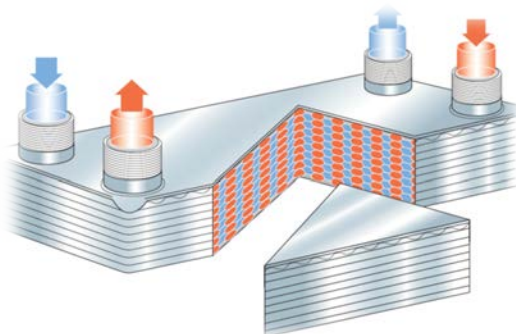


Abbildung 4.10: Fließschema des Plattenwärmeübertragers [50]

Die Kühlung der Kathodenabluft wird nur für Versuche ohne partielle Rezirkulation verwendet, da das gasförmige Wasser bei der Rezirkulation dem System wieder zugeführt werden soll. Bei den Versuchen im offenen Betrieb kann durch die Kühlung die Wassermenge bestimmt werden, die kathodenseitig durch den Zyklonabscheider hinter dem Kondensator abgeführt wird.

4.3 Messdatenerfassung und Steuerung

Der Teststand wird von einem Host PC bedient. Als Steuerungssoftware wird ein MATLAB-Simulink[®] - Modell verwendet, welches beim Starten über Ethernet auf einen Echtzeit-Rechner geladen wird. So befindet sich die Bedienoberfläche auf dem Host PC, die Daten werden jedoch auf dem Echtzeit-Rechner verarbeitet. Der Echtzeitrechner kommuniziert über ein CAN Open Bussystem ² mit dem Host PC, der ECU ³ (Engine Control Unit) des Brennstoffzellensystems sowie den weiteren Komponenten für den Betrieb und zur Messdatenerfassung des Teststands.

Die Sensorik, die thermische Last sowie die Stellglieder des Teststands sind über Analogkabel mit X67 Sensormodulen der Firma B&R - Automation verbunden. Mit den Modulen wird die Umwandlung von Strom- sowie Spannungssignalen in Binärcodes und umgekehrt ermöglicht, die über den Bus gesendet werden. Durch die Kompilierung der Binärcodes werden wieder interpretierbare Daten erzeugt. Sie werden auf dem Hostrechner graphisch dargestellt und für die Versuchsauswertung mit Hilfe eines Datenloggers abgespeichert. Dafür wird ein Messintervall von 100 Millisekunden vorgegeben.

¹ Mischungsverhältnis: 60% Wasser zu 40% Ethylenglykol

² „Open Bus“ bedeutet, dass Geräte verschiedener Hersteller über einen Datenbus verbunden werden können

³ Die ECU (Engine Control Unit) ist die interne Steuerung des Brennstoffzellensystems, mit der alle Systemfunktionen überwacht und gesteuert werden

4.4 Regelung der Verfahrenstechnik

Die Aufgabe eines Reglers ist es, eine Regelabweichung e mit einer Übertragungsfunktion zu verarbeiten, um so eine Stellgröße u vorzugeben, die dieser Regelabweichung entgegenwirkt. Im Rahmen dieser Arbeit wurden zwei neue Regler in dem MATLAB-Simulink® Modell des Teststands integriert. Mit dem ersten Regler wird der Volumenstrom des Blowers vorgegeben und mit dem zweiten die Ventilstellung des Mischventils. Nach der Integration der Messtechnik und der Stellglieder in den Teststand wurden die Regler direkt am Prozess eingestellt.

4.4.1 Regelung des Volumenstroms

Die Drehzahl n des Blowers ist proportional zu dessen Versorgungsfrequenz f . Sie berechnet sich aus dem Verhältnis der Frequenz zu der Polpaarzahl des Motors (Gl.4.1)

$$n = \frac{f}{p} = \frac{f}{2} \quad [4.1]$$

Der Volumenstrom ist direkt mit der Drehzahl verknüpft, sodass sich bei der Regelung ein nahezu lineares Verhalten zeigt. Bei linearen Regelsystemen kann ein klassischer PID Regler verwendet werden. Er besteht aus drei einzelnen Übertragungsfunktionen, die durch Addition überlagert werden.

$$K_{PID}(s) = K_P + \frac{K_I}{s} + K_D \cdot s \quad [4.2]$$

- Der P-Anteil (K_P) ist der proportionale Anteil, der den eingehenden Wert verstärkt und dadurch bei einer großen Regelabweichung eine große Stellgröße vorgibt. Er hilft dabei, bei Regelabweichungen schnell zu reagieren. Die Abweichung kann allerdings nicht vollständig eliminiert werden
- Der I-Anteil (K_I/s) ist der integrale Anteil, der durch die zeitliche Integration der Regelabweichung die Stellgröße solange verändert, bis keine Regelabweichung mehr vorhanden ist.
- Der D-Anteil ($K_D \cdot s$) ist der differentielle Anteil, der nicht auf die Regelabweichung an sich reagiert, sondern auf die Änderung ihrer Geschwindigkeit. Bei einer schnellen Änderung der Regelabweichung wird also eine größere Stellgröße vorgegeben.

Die Sprungantwort der einzelnen Anteile ist in folgender Abbildung dargestellt.

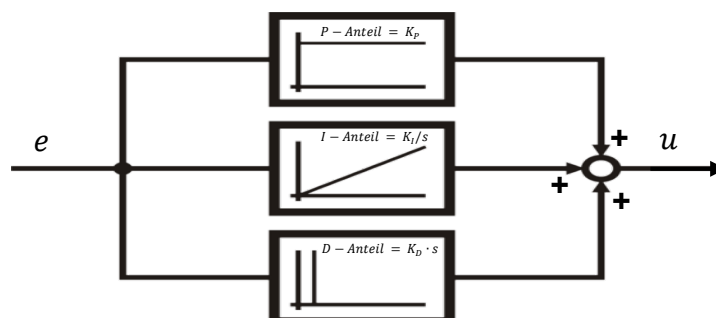


Abbildung 4.11: Sprungantworten der einzelnen PID - Anteile

Die Einbindung des Reglers zeigt folgendes Blockschaltbild:

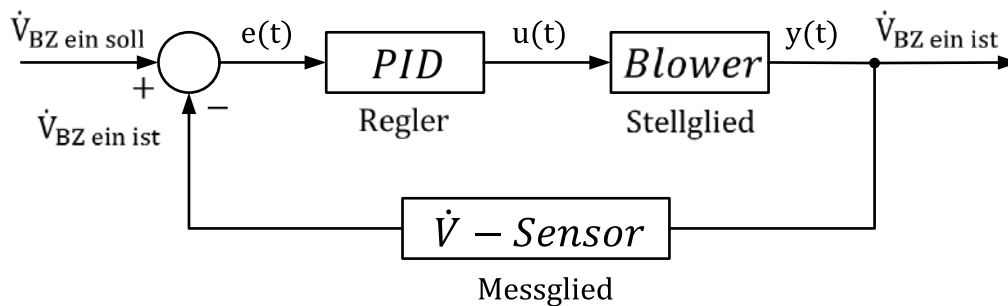


Abbildung 4.12: Regelung des Volumenstroms am Brennstoffzelleneingang

Der Volumenstrom wird von der ECU des Brennstoffzellensystems vorgegeben und die Regeldifferenz e zwischen dem Sollwert und dem gemessenen Wert an den PID-Regler weitergeleitet. Der PID-Regler gibt daraufhin eine Stellgröße u an den Blower weiter, der den Volumenstrom anpasst.

Die ECU gibt den Volumenstrom in $slpm^1$ vor. Hierbei ist zu beachten, dass es verschiedene Definitionen von Standardbedingungen gibt. Im Gegensatz zu dem Grundlagenteil dieser Arbeit beträgt die verwendete Standardtemperatur nicht $25^\circ C$ sondern $0^\circ C$. Der Standarddruck bleibt gleich mit $1013,25 hPa$. Der Volumenstrommesser misst den Betriebsvolumenstrom. Um dies zu kompensieren wird mit Hilfe der Druck- und Temperatursensoren vor dem Volumenstrommesser der gemessene Volumenstrom in $slpm$ umgerechnet. Die Umsetzung des Reglers in dem verwendeten MATLAB-Simulink® - Modell ist in Anhang G (Abbildung G.2) aufgeführt.

Die Werte der einzelnen Anteile des PID-Reglers wurden mit dem Schwingungsverfahren nach Ziegler/Nichols ermittelt. Mit dem Verfahren wird die Einstellung eines klassischen PID-Reglers bei einem vorhandenen System ermöglicht

Für die Reglereinstellung wird der Wert der kritischen Verstärkung (K_U) mit der zugehörigen Schwingungsdauer (T_U) benötigt. Die kritische Verstärkung wird ermittelt, indem der I- und D-Anteil jeweils auf null gesetzt werden und die proportionale Verstärkung solange erhöht wird, bis die harmonische Schwingung, die sich einstellt, gerade instabil wird. Damit lassen sich die Anteile des PID-Reglers gemäß den folgenden Gleichungen bestimmen [32].

$$K_P = 0,6 \cdot K_U \quad [4.3]$$

$$K_I = 2 \cdot K_P / T_U \quad [4.4]$$

$$K_D = T_U \cdot K_P / 8 \quad [4.5]$$

Die ermittelten Werte der einzelnen Anteile betragen:

$$K_P = 0,228$$

$$K_I = 0,3507$$

$$K_D = 0,03705$$

¹ Standardliter pro Minute

4.4.2 Regelung der Rezirkulationsrate

Die Rezirkulationsrate ist als Verhältnis von dem rezirkulierten Luftvolumenstrom zum Gesamtvolumenstrom am Kathodeneingang der Brennstoffzelle definiert¹. Die Regelung ist daher abhängig von der Regelung des Volumenstroms. Sie bilden zusammen ein Mehrgrößensystem.

Um eine erste Aussage über das spätere Regelverhalten und den Einfluss des Mischventils zu treffen, wurde es zunächst ohne Brennstoffzelle vermessen und eine Kennlinie erstellt (Abbildung 4.11). Dazu wurde das Mischventil in den Teststand integriert und mit dem Blower ein Volumenstrom von 500 slpm vorgegeben². Bei der Ventilvermessung wurde der Kathodenstrang vor und hinter der Brennstoffzelle geöffnet, um die Membranen nicht auszutrocknen. Die Kennlinie entspricht daher nicht exakt den späteren Betriebsbedingungen. Sie gibt aber eine erste Auskunft über das Verhältnis der Volumenströme in Abhängigkeit von der Ventilstellung. Die Ventilstellung wurde für die Vermessung alle 100 Sekunden um 5% erhöht. Sie ist in Abhängigkeit von der Prozentzahl in Abbildung 4.13 auf der rechten Seite dargestellt.

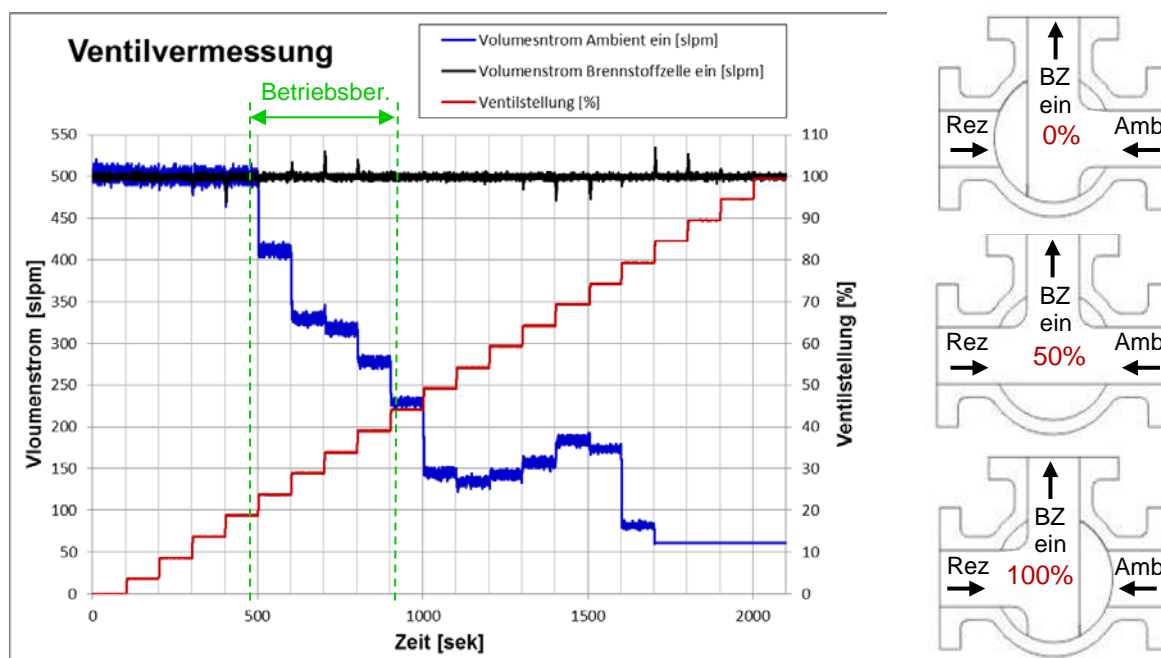


Abbildung 4.13: Ventilkennlinie

Die blaue Kennlinie hat nur zu Beginn einen annähernd linearen Verlauf. Der Luftstrom aus der Umgebung sinkt proportional mit zunehmender Ventilstellung. Bei einer Ventilstellung von 55% bis 70% nimmt der Volumenstrom hingegen wieder zu. Ein klassischer PID-Regler ist für nichtlineare Reglersysteme nicht geeignet.

Bei einer ersten Inbetriebnahme des Teststands wurde überprüft, wie weit sich das System bei mittlerer Belastung von 200A mit partieller Rezirkulation betreiben lässt. Dazu wurde die Ventilstellung manuell langsam erhöht. Bei einer Ventilstellung von 40% wurde die Zellspannung instabil, sodass die ECU die kathodenseitige Stöchiometrie automatisch erhöht hat. Der Bereich in dem das System betrieben werden konnte ist in Abbildung 4.13 markiert.

¹ In Abschnitt 3.2 wird für die Rezirkulationsrate das Verhältnis der Massenströme verwendet. Dies entspricht dem selben Verhältnis der Volumenströme in slpm

² Der Volumenstrom von 500slpm entspricht dem Luftbedarf der Brennstoffzelle bei mittlerer Belastung ($I = 200A$; $\Lambda = 2,5$).

Bei der Messung befand sich die Ventilstellung in dem linearen Abschnitt der Kennlinie. Daher wird ein PID-Regler für die Regelung der Rezirkulationsrate in diesem Bereich verwendet. Der Fokus dieser Arbeit liegt in den Untersuchungen des Betriebsverhaltens der Brennstoffzelle bei partieller Rezirkulation. Dabei sollen die Schwachstellen des Systems ergründet und aufgedeckt werden. So wurde von umfangreichen Reglereinstellungen für nichtlineare Reglersysteme zu Gunsten der weiteren Untersuchungen abgesehen.

Die Einbindung des Reglers in das Mehrgrößensystem ist in folgendem Blockschaltbild dargestellt.

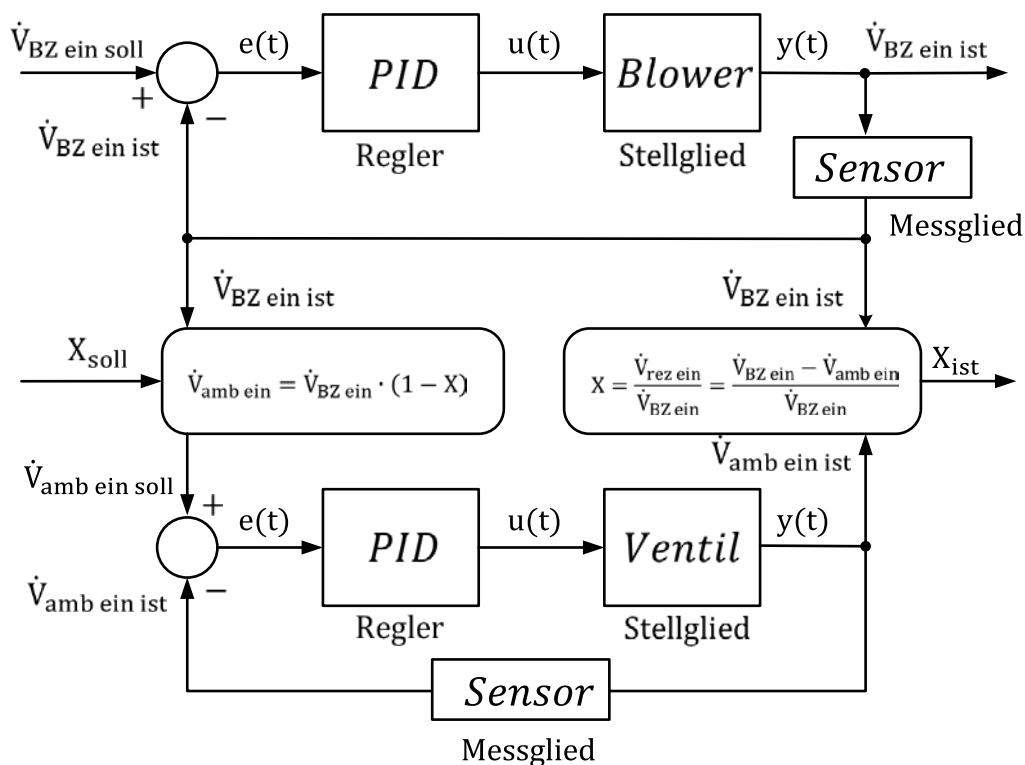


Abbildung 4.14: Regelung von Volumenstrom und Rezirkulationsrate

In Abbildung 4.14 ist die Verbindung der Ein- und Ausgangsgrößen mit den Reglern dargestellt. Der Volumenstrom am Eingang der Brennstoffzelle ist von der Ventilstellung entkoppelt. Er muss daher nicht weiter angepasst werden. Die Rezirkulationsrate hängt jedoch von dem Volumenstrom ab. Damit sich die gemessenen Luftströme der beiden Sensoren entsprechen, wurde der Massenströmesser kalibriert. Dazu wurde der gemessene Massenstrom zunächst in slpm umgerechnet. Als Referenz für die Kalibrierung dient der Volumenstrommesser, da er schon für die Regelung der Kathodenluft verwendet wird und zudem über eine höhere Genauigkeit verfügt. Die Skalierung des Messwertes sowie die Umsetzung der Regelung in dem MATLAB - Simulink® - Modell ist in Anhang G beigelegt.

Die Reglereinstellung erfolgte zunächst analog zu der des Blowers mit dem Schwingungsverfahren nach Ziegler und Nichols bei einer Stromstärke von $I = 200A$. Dabei konnte jedoch keine zufriedenstellende Reglergüte erreicht werden. So wurde nach möglichen Optimierungsansätzen gesucht, die ohne großen Aufwand zu einer Verbesserung der Reglergüte für den statischen Betrieb der Brennstoffzelle führt.

Hierfür bietet sich die Aufschaltung einer Hilfsgröße auf die Stellgröße an, die an das Mischventil weitergeleitet wird, um das Stabilitätsverhalten des Reglersystems zu verbessern.

In einem ersten einfachen Optimierungsschritt wurde hierzu der Ist-Wert der Ventilstellung verwendet (vgl. Abbildung G.3). So soll ermöglicht werden, die Abhängigkeit der Stellgröße von dem PID-Regler zu verringern, sobald die Regelabweichung gegen null geht. Der PID-Regler greift in diesem Fall nur dann ein, wenn die Rezirkulationsrate von Störgrößen beeinflusst wird.

Mit der so umgesetzten Regelung wurde eine zufriedenstellendere Reglergüte erreicht. Bei der weiteren Überprüfung mit unterschiedlichen Volumenströmen stellten sich zudem nur geringe Abweichungen zwischen Soll und Ist-Wert der Rezirkulationsrate ein, sodass hier keine weitere Anpassung der Parameter in Abhängigkeit von dem Volumenstrom stattgefunden hat.

Die ermittelten Werte der einzelnen Regleranteile betragen:

$$K_P = 0,102$$

$$K_I = 0,01$$

$$K_D = 0,2601$$

4.5 Experimentelle Untersuchung

Mit Hilfe der experimentellen Untersuchungen dieser Thesis sollen deren Fragestellungen beantwortet werden. Sie gliedern sich in vier Messkampagnen sowie sieben Testreihen. Die dazugehörigen Versuchsmatrizen liegen in Anhang I bei.

Die experimentellen Untersuchungen dieser Arbeit gliedern sich wie folgt:

Vorversuche zur Modelloptimierung

1. Versuche im offenen Normalbetrieb und bei partieller Rezirkulation der Kathodenabluft.

Referenzmessungen (T_{Werk})

2. Versuche im offenen Normalbetrieb und abgesenkter Stöchiometrie bei Betriebstemperaturen nach Herstellerangabe
3. Versuche bei partieller Rezirkulation der Kathodenabluft bei Betriebstemperaturen nach Herstellerangabe

Versuche zur Optimierung der Betriebstemperaturen

4. Versuche im offenen Normalbetrieb mit Variation der Betriebstemperatur $T_{opt} = T_{Werk} \pm \Delta T$
5. Versuche im offenen Normalbetrieb mit verschiedenen Betriebstemperaturen in Abhängigkeit von der relativen Feuchtigkeit am Kathodenausgang der Brennstoffzelle $T_{opt} = T(rF_{opt})$

Vergleichsmessungen bei optimierten Betriebstemperaturen (T_{opt})

6. Versuche im offenen Normalbetrieb und abgesenkter Stöchiometrie bei optimierten Betriebstemperaturen
7. Versuche bei partieller Rezirkulation der Kathodenabluft bei optimierten Betriebstemperaturen

4.5.1 Versuchsvorbereitung

Um vergleichbare Versuche zu gewährleisten und dabei reproduzierbare Ergebnisse zu erzeugen, wird das System bei einem festen Betriebspunkt vorkonditioniert. So wird ermöglicht, dass die Ausgangspunkte der Versuche annähernd übereinstimmen. Die erzeugte Stromstärke in diesem Betriebspunkt entspricht der zulässigen Volllast. Die Betriebstemperatur sowie die Stöchiometrie entsprechen dabei den vorgegebenen Herstellerangaben.

Prozedur zur Inbetriebnahme der Brennstoffzelle:

- Teststand einschalten
- Thermische Last einschalten
- Wasserstoff- und Kühlmittelzufuhr gewährleisten
- Sauerstoffsensoren kalibrieren ¹
- Messdatenerfassung starten
- Brennstoffzellensystem starten

Prozedur zum Einfahren der Brennstoffzelle:

- Die geforderte Stromstärke der Last auf 350A erhöhen
 - Betriebstemperatur der Brennstoffzelle $T_{BZ} = 60^{\circ}\text{C}$
 - Kathodenseitige Stöchiometrie $\lambda = 2,5$
- Stellung des Mischventils auf 20% einstellen ²
- Sobald der Betriebspunkt erreicht ist, wird die Brennstoffzelle 15 Minuten eingefahren
- Nach den 15 Minuten ist der Ausgangspunkt der Versuche erreicht

4.5.2 Vorversuche zur Modelloptimierung

Ziel: Die Vorversuche dienen zur Bestimmung der Druck- und Temperaturverläufe in dem Kathodenstrang des Gesamtsystems. Die gemessenen Werte werden für die Optimierung des erstellten Rechenmodells verwendet, welches im Anschluss an die Versuche für die theoretische Analyse verwendet wird (Abschnitt 3.4).

Parameterdefinition:

FC load [A]	λ Kathode	Rezirkulationsrate	T Stack [°C]	T Kondensation [°C]	Testzeit [s]
50	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	45 (Werk)	70	600
75	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	45 (Werk)	70	600
100	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	45 (Werk)	70	600
150	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	50 (Werk)	70	600
200	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	50 (Werk)	70	600
250	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	55 (Werk)	70	600
300	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	55 (Werk)	70	600
350	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3 (max.)	60 (Werk)	70	600

Tabelle 4.5: Parameterdefinition Testreihe 1

Versuchsdurchführung Testreihe 1:

Nachdem Erreichen des Ausgangspunktes werden die Betriebsparameter des Systems für die jeweiligen Versuche angepasst und die Messungen gestartet. Nach einer Testzeit von 600 Sekunden, wird die Stromstärke auf den nächsten Lastpunkt verringert. Diese Prozedur wird fortgeführt, bis der letzte Lastpunkt mit $I = 50\text{A}$ vermessen wurde oder vorher die Stöchiometrie von der systeminternen Sicherheitssoftware automatisch erhöht wird.

¹ Um den Driftfehler der Sauerstoffsensoren zu kompensieren (0,005 Vol.-% O₂ pro Stunde), werden sie zu Beginn des jeweiligen Versuchstages an der Umgebungsluft kalibriert.

² Bei einer Ventilstellung von 20% wird die Brennstoffzelle gerade noch ohne Rezirkulation betrieben. Damit wird die Stellzeit des Mischventils wesentlich minimiert, sobald die partielle Rezirkulation zugeschaltet wird

4.5.3 Referenzmessungen

Ziel: Mit Hilfe der Referenzmessungen soll das erstellte Rechenmodell validiert werden, indem die Messwerte für Druck, Temperatur, Sauerstoffkonzentration sowie relativer Feuchtigkeit im Kathodenstrang mit den berechneten Werten verglichen wird. Zudem werden die Messungen dieser Testreihe verwendet, um den Betriebsbereich beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie sowie den bei partieller Rezirkulation zu bestimmen. So können weiterhin die damit verbundenen Leistungsverluste der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Sauerstoffabreicherung der Systemabluft bestimmt werden.

Für die Versuche wurden die Betriebstemperaturen nach Herstellervorgaben linearisiert, um die Einflüsse von sprunghaften Temperaturänderungen für einzelne Strombereiche zu verringern.

Parameterdefinition:

FC load [A]	λ Kathode	Rez.rate	T Stack [°C]	T Kond. [°C]	Testzeit [s]
50	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (42)	15	600
75	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (44)	15	600
100	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (45)	15	600
150	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (48)	15	600
200	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (51)	15	600
250	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (54)	15	600
300	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (57)	15	600
350	2,5; 2,0; 1,75; 1,3 (min)	0	Werk_Linear (60)	15	600

Tabelle 4.6: Parameterdefinition Testreihe 2

FC load [A]	λ Kath.	Rezirkulationsrate Testreihe 3	Rez.rate Test 3A	T Stack [°C]	T Kond. [°C]	Testzeit [s]
50	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (42)	70	600
75	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (44)	70	600
100	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (45)	70	600
150	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (48)	70	600
200	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (51)	70	600
250	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (54)	70	600
300	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (57)	70	600
350	2,5	0; 0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45 (max.)	max.	Werk_Lin (60)	70	600

Tabelle 4.7: Parameterdefinition Testreihe 3 & 3A

Bei der Durchführung von Testreihe 3 wurde beim Ausgangspunkt der Messung sowie hohen Rezirkulationsraten teilweise starke Schwankungen der Zellspannungen aufgrund der Mess- und Regelungstechnik beobachtet (vgl. Abschnitt 5.2.2 & 6.1.3). Um den Betriebsbereich der Brennstoffzelle unabhängig von der Mischventilregelung zu bestimmen, wurde daher zusätzlich Testreihe 3A durchgeführt.

Versuchsdurchführung Testreihe 2 & 3:

Entspricht der Versuchsdurchführung von Testreihe 1

Versuchsdurchführung Testreihe 3A:

Nachdem Erreichen des Ausgangspunktes (s.o.) wird die Messungen gestartet. Das Mischventil wird manuell verstellt, um die Rezirkulationsrate langsam zu vergrößern. Sobald die Betriebsgrenze (kurz vor Eingreifen der Sicherheitselektronik, sichtbar durch die Zellspannung) erreicht ist, wird der Messpunkt für eine Dauer von 600 Sekunden vermessen. Danach wird das Ventil auf die Ausgangsposition zurückgestellt und die Stromstärke auf den nächsten Lastpunkt verringert. Diese Prozedur wird fortgeführt, bis der letzte Lastpunkt mit $I = 50\text{A}$ vermessen wurde.

4.5.4 Versuche zur Optimierung der Betriebstemperaturen

Ziel: Mit Hilfe der Versuche zur Optimierung der Betriebstemperatur soll zunächst in Abhängigkeit von der Stromstärke der Einfluss der Betriebstemperatur auf die Zellspannung bestimmt werden. Mit den Ergebnissen dieser Versuche sollen optimierte Betriebstemperaturen bestimmen werden, die für die weiteren Versuche verwendet werden.

Parameterdefinition:

FC load [A]	λ Kathode	Rez.rate	Temperatur Stack [°C]	T Kond. [°C]	Testzeit [s]
50	2,5	0	Werk_Linear (42) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600
75	2,5	0	Werk_Linear (44) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600
100	2,5	0	Werk_Linear (45) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600
150	2,5	0	Werk_Linear (48) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600
200	2,5	0	Werk_Linear (51) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600
250	2,5	0	Werk_Linear (54) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600
300	2,5	0	Werk_Linear (57) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600
350	2,5	0	Werk_Linear (60) $\pm 3^\circ\text{C}$; $\pm 6^\circ\text{C}$	15	600

Tabelle 4.8: Parameterdefinition Testreihe 4

FC load [A]	λ Kathode	Rez.rate	Temperatur Stack	T Kond. [°C]	Testzeit [s]
50	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
75	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
100	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
150	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
200	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
250	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
300	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
350	2,5	0	T(rF= 80%, 90%, 100% 120%)	15	600
T(rF=80%) = 61°C; T(rF=90%) = 58°C; T(rF=100%) = 56°C; T(rF=120%) = 52°C					

Tabelle 4.9: Parameterdefinition Testreihe 5

Mit den Versuchsergebnissen von Testreihe 4 kann keine generelle Aussage darüber gemacht werden, ob die Stackspannung abhängig von der Stromstärke mit zunehmender oder abnehmender Betriebstemperatur optimiert werden kann (vgl. Abschnitt 5.3). Daher wurde die Messkampagne um Testreihe 5 erweitert, bei der eine optimale Betriebstemperatur in Abhängigkeit von der relativen Feuchtigkeit der Kathodenabluft bestimmt werden soll. Für die Berechnung der Betriebstemperaturen in Abhängigkeit von der relativen Feuchtigkeit wird das in dieser Arbeit erstellte Rechenmodell verwendet (vgl. Abschnitt 3.4.3).

Versuchsdurchführung Testreihe 4 & 5:

Entspricht der Versuchsdurchführung von Testreihe 1

4.5.5 Vergleichsmessungen bei optimierten Betriebstemperaturen

Ziel: Mit Hilfe der Vergleichsmessungen soll der Fragestellung nachgegangen werden, inwiefern sich die Betriebstemperaturen beim Betrieb mit partieller Rezirkulation weiter nach oben verschieben lassen. Zudem soll der Einfluss der Betriebstemperaturen auf die Einzelzellspannungen sowie auf die Brennstoffzellenleistung für die unterschiedlichen Betriebsweisen bestimmt werden. Anschließend sollen die Versuchsergebnisse mit denen der Referenzmessungen verglichen werden.

Parameterdefinition:

FC load [A]	λ Kathode	Rez.rate	T Stack	T Kond. [°C]	Testzeit [s]
50	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600
75	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600
100	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600
150	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600
200	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600
250	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600
300	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600
350	2,5; 2,0; 1,75; 1,3	0	T(rF=80%)	15	600

Tabelle 4.10: Parameterdefinition Testreihe 6

T($\lambda=2,5$;rF=80%)=61°C
T($\lambda=2,0$;rF=80%)=65°C
T($\lambda=1,75$;rF=80%)=67°C
T($\lambda=1,5$;rF=80%)=70°C
T($\lambda=1,3$;rF=80%)=73°C

FC load [A]	λ Kath.	Rezirkulationsrate	T Stack	T Kond. [°C]	Testzeit [s]
50	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600
75	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600
100	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600
150	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600
200	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600
250	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600
300	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600
350	2,5	0,1; 0,2; 0,3; 0,4; 0,45	T(rF=80%)	70	600

Tabelle 4.11: Parameterdefinition Testreihe 7

T(X=0,1;rF=80%)=61°C
T(X=0,2;rF=80%)=63°C
T(X=0,3;rF=80%)=65°C
T(X=0,4;rF=80%)=68°C
T(X=0,45;rF=80%)=73°C

Versuchsdurchführung Testreihe 6 & 7:

Entspricht der Versuchsdurchführung von Testreihe 1

5 Ergebnisse

Dieses Kapitel befasst sich mit der Darstellung der Versuchsergebnisse sowie deren Verwendung zur Modelloptimierung und -validierung. Für die Auswertung der Messdaten wird ein MATLAB®-Skript genutzt, in dem alle Daten eingelesen, verarbeitet und anschließend in eine Excel Arbeitsmappe geschrieben werden. Die Messdaten der UI-Kennlinien werden zunächst unterteilt und den einzelnen Laststufen zugeordnet. Dies geschieht mit Hilfe von if-else-Anweisungen in Abhängigkeit von der gemessenen Stromstärke. So erhält man einzelne Datensätze für jeden Lastpunkt.

Die Messdauer der einzelnen Lastpunkte beträgt 600 Sekunden. Um den Einfluss der Last- und Temperaturänderung auf die Messdaten zu minimieren, werden die ersten 390 Sekunden sowie die letzten 30 Sekunden der jeweiligen Messpunkte nicht weiter betrachtet. So erhält man für jeden Lastpunkt den Verlauf der Messdaten für 180 Sekunden bei dem stationären Betrieb der Brennstoffzelle. Aus diesen Messdaten werden weiterhin die Maximal-, Minimal-, Mittel- und Medianwerte sowie die Standardabweichung erstellt. In der erstellten Excel Arbeitsmappe werden die Verläufe sowie die Statistik der einzelnen Messpunkte schließlich zusammengefasst. In Anhang J sind die Zellspannungs- sowie Stromverläufe über der Zeit mit Anmerkungen zu deren Verläufen für die Messreihen 2,3,6 und 7 beigelegt. Ebenso sind die Bereiche gekennzeichnet, in denen die betrachteten Messbereiche von den oben genannten abweichen.

5.1 Vorversuche zur Modelloptimierung

Die Modelloptimierung basiert auf den Ergebnissen der Vorversuche. In Abbildung 5.1 sind die Messstellen grün gekennzeichnet, an denen die Drücke und die Temperaturen bei den verschiedenen Versuchen gemessen wurden.

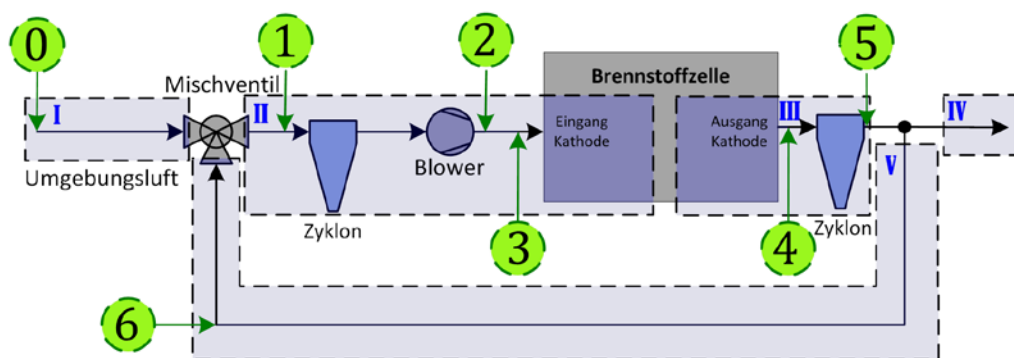


Abbildung 5.1: Messstellen zur Bestimmung der Druck- und Temperaturverläufe

Vor der Optimierung entspricht der Druck in allen Subsystemen des Modells dem Umgebungsdruck. Zudem sind die Temperaturen in ihnen konstant. So entspricht die Temperatur der rezirkulierten Abluft, der Betriebstemperatur der Brennstoffzelle. Die damit berechnete Temperatur am Ausgang des Mischventils ändert sich weiterhin bis zum Brennstoffzelleneingang nicht. Mit Hilfe der Optimierung werden Druck- und Wärmeverluste im Gesamtsystem sowie der Wärmeeintrag des Blowers berücksichtigt. So wird eine genauere Bestimmung der Luftkondition am Mischventil sowie am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle ermöglicht. Bei den Vorversuchen war ein stabiler Betrieb der Brennstoffzelle bis zu einer Rezirkulationsrate von $X = 0,3$ möglich. Bei größeren Rezirkulationsraten konnten nicht alle Lastpunkte angefahren werden. Die Optimierung des Systems basiert daher auf den Versuchsergebnissen des offenen Betriebs sowie den folgenden Rezirkulationsraten: $X = 0,1; 0,2; 0,3$.

5.1.1 Druckanpassung im Modell

In den nachstehenden Graphiken sind die Relativdruckverläufe gegenüber der Umgebung dargestellt, die bei den Vorversuchen für die verschiedenen Laststufen gemessen wurden.

Messstellen	
0	Umgebung
1	Ausgang des Mischventils / Eingang des Blowers
2	Ausgang des Blowers
3	Messbank am Kathodeneingang der Brennstoffzelle
4	Kathodenausgang der Brennstoffzelle
5	Messbank hinter der Brennstoffzelle
6	Messbank zwischen Systemausgang und dem Mischventil

Tabelle 5.1: Messstellen zur Bestimmung der Druck- und Temperaturverläufe

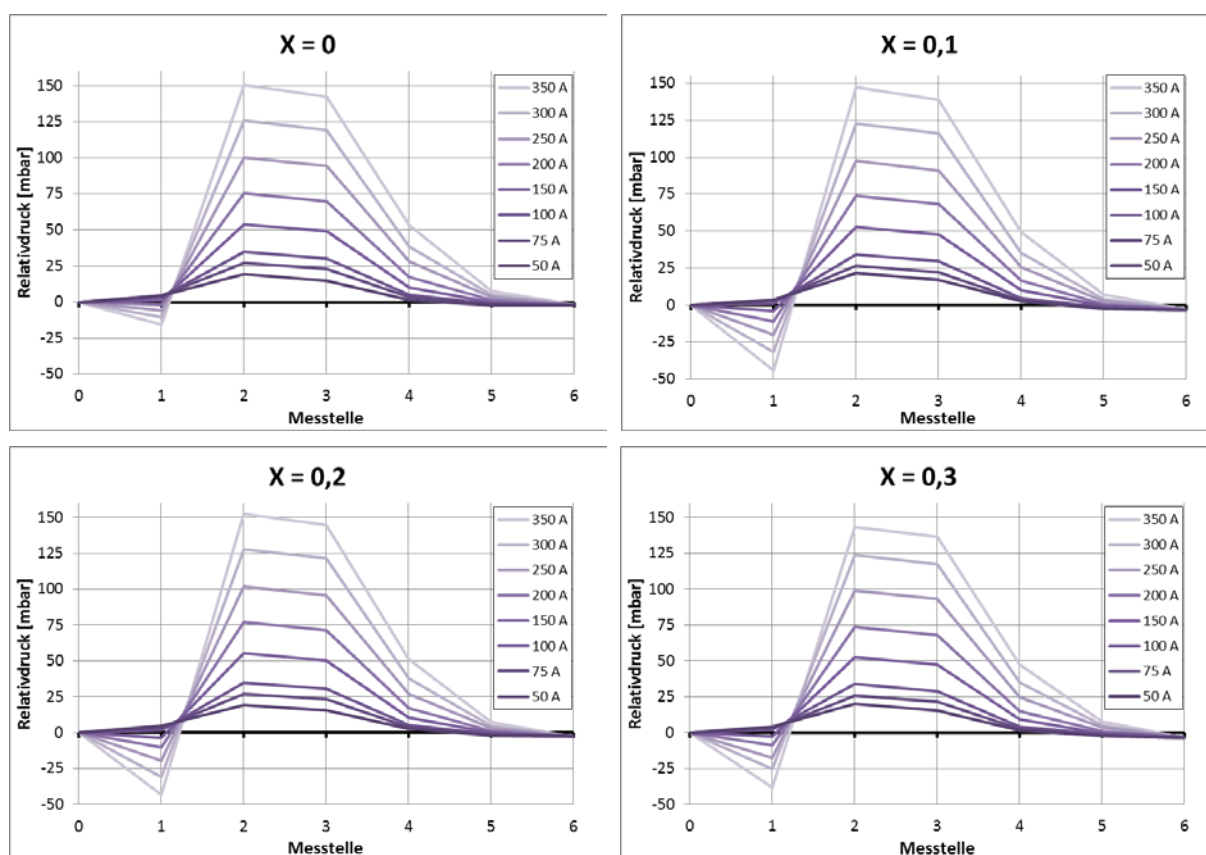


Abbildung 5.2: Relativdruckverläufe im gesamten Kathodenstrang bei versch. Rezirkulationsraten

Die Druckverläufe weisen bei den verschiedenen Laststufen und Rezirkulationsraten die gleiche Charakteristik auf. Dabei steigt die Druckdifferenz zur Umgebung proportional zu der Belastung der Brennstoffzelle bzw. dem Volumenstrom im Kathodenstrang an. Zwischen den Messstellen 1 und 2 befindet sich der Blower, an dessen Eingang ein Unterdruck und am Ausgang ein Überdruck erzeugt wird. Bis zum Systemausgang nimmt dieser Überdruck wieder auf das Niveau der Umgebung ab. Der Druckverlust der Brennstoffzelle entspricht der Druckdifferenz zwischen den Messstellen 3 und 4.

Die Druckverläufe sind näherungsweise gleich. Lediglich beim Betrieb ohne Rezirkulation weicht der Unterdruck am Ausgang des Mischventils von den anderen Messreihen ab.

Durch die Vergleichbarkeit der drei Versuchsreihen beim Betrieb mit partieller Rezirkulation wurden die Mittelwerte der einzelnen Messreihen zu zusammengefasst (Abbildung 5.3) und für die weitere Optimierung verwendet.

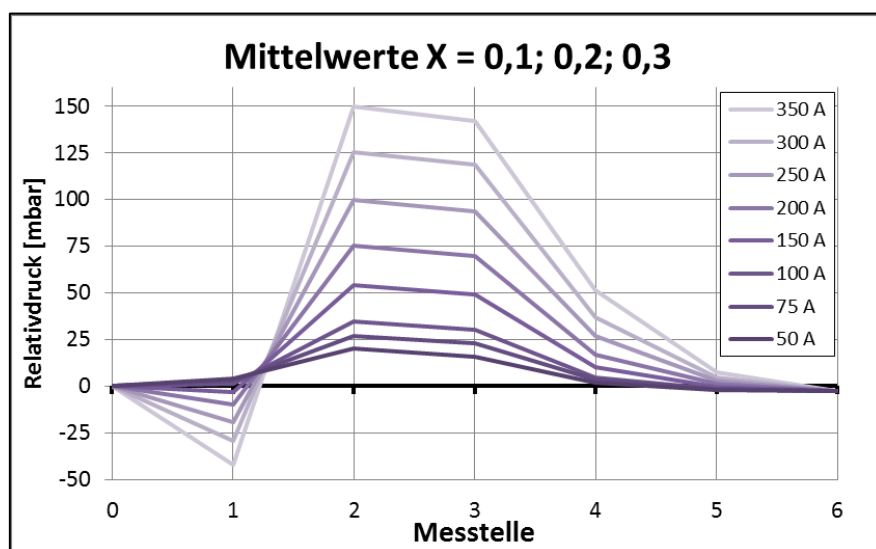


Abbildung 5.3: Mittelwerte der Druckverläufe bei partieller Rezirkulation

Für die Berechnung des Druckniveaus am Ausgang des Mischventils sowie am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle wurden daraufhin Kennlinien erstellt, die in den folgenden Graphiken dargestellt sind. Mit den Kennlinien wird die jeweilige Druckdifferenz in Abhängigkeit von den gemessenen Volumenströmen bestimmt. Der Volumenstrom wurde als Bezugsgröße gewählt, da er abhängig von der Stromstärke und der kathodenseitigen Stöchiometrie ist. Somit ist die Optimierung auch gültig für den Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie.

Aufgrund der unterschiedlichen Druckniveaus hinter dem Mischventil beim Betrieb mit und ohne partielle Rezirkulation, wurden an dieser Stelle zwei Kennlinien für die Druckdifferenz zwischen den Messstellen 0 und 1 erstellt und dessen Funktionen in das Modell integriert (Abbildung 5.4). Für den offenen Betrieb wird die untere Funktion verwendet. Für den Betrieb mit partieller Rezirkulation die obere.

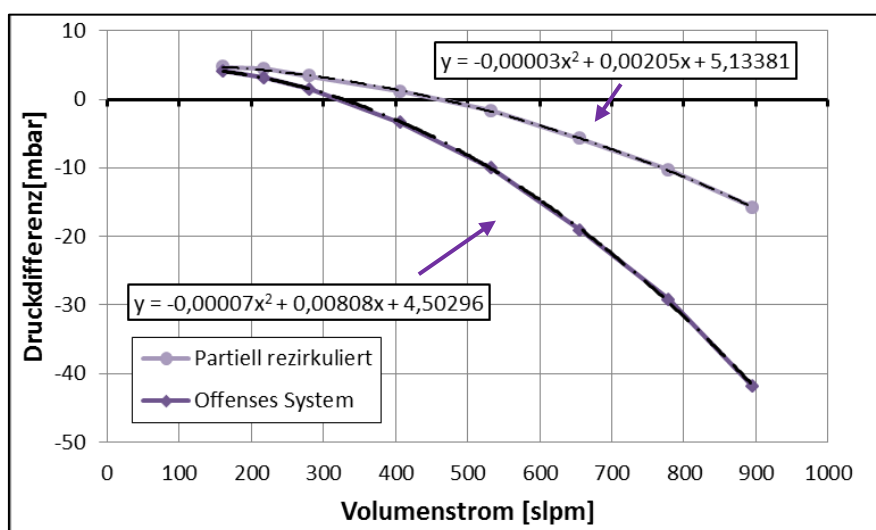


Abbildung 5.4: Druckdifferenz zwischen Umgebung (Messstelle 0) und Mischventilausgang (Messstelle 1) in Abhängigkeit vom Luftvolumenstrom

Die Druckänderung am Kathodeneingang der Brennstoffzelle ist unabhängig von der Rezirkulationsrate. Daher wird eine Kennlinie verwendet (Abbildung 5.5 links). Zur Bestimmung des Druckes am Ausgang der Brennstoffzelle wird zunächst ihr Druckverlust bestimmt (Abbildung 5.5 rechts). Er berechnet sich aus der Druckdifferenz von Messstelle 3 zu Messstelle 4. Zusammen mit dem errechneten Druck am Kathodeneingang wird schließlich der Ausgangsdruck der Kathode berechnet. Die Funktionen der beiden Kennlinien sind in dem Modell entsprechend integriert.

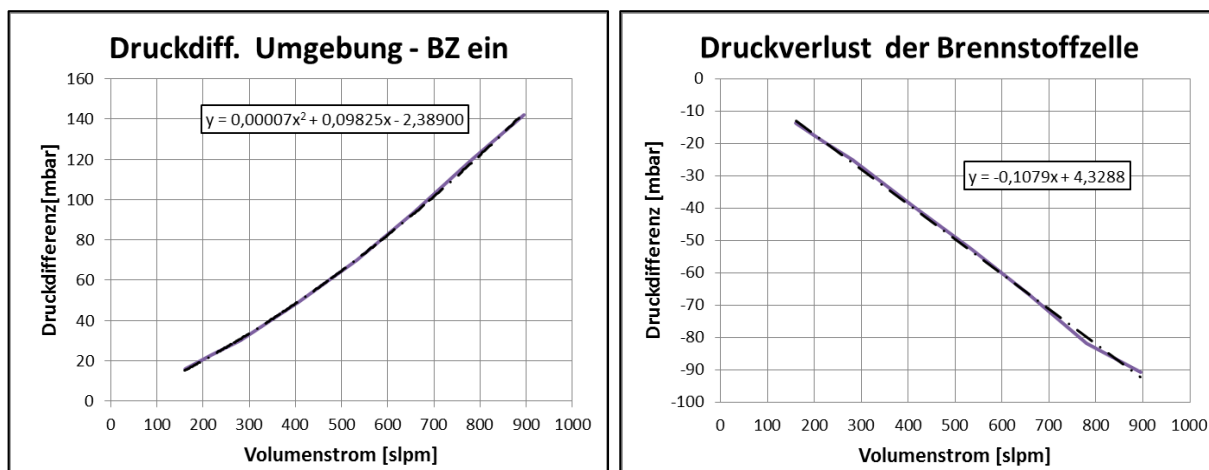


Abbildung 5.5: Druckdifferenz am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle

5.1.2 Temperaturanpassung im Modell

In einem weiteren Optimierungsschritt werden mit Hilfe der Vorversuche die Temperaturen am Eingang des Mischventils sowie am Kathodeneingang der Brennstoffzelle angepasst. Die Temperatur am Kathodenausgang wird nicht verändert, da weiterhin davon ausgegangen wird, dass sie der Betriebstemperatur der Brennstoffzelle entspricht.

Die Temperatur der Kathodenluft an den verschiedenen Messstellen ist von mehreren Parametern abhängig, die in nachstehender Tabelle zusammengefasst sind. Die Orte, an denen die Temperatur im Modell angepasst werden soll bzw. für spätere Betrachtungen interessant ist, sind in der Tabelle blau hervorgehoben. Zudem sind die Parameter in Klammern gesetzt, die nur beim Betrieb mit partieller Rezirkulation eine Rolle spielen.

Messstellen		Beeinflussende Parameter
0	Umgebung	T_{amb}
1	Ausgang des Mischventils / Eingang des Blowers	$T_{amb}, I, \lambda, (rF_{amb}, X, T_{BZ})$
2	Ausgang des Blowers	$T_{amb}, I, \lambda, (rF_{amb}, X, T_{BZ})$
3	Messbank am Kathodeneingang der Brennstoffzelle	$T_{amb}, I, \lambda, (rF_{amb}, X, T_{BZ})$
4	Kathodenausgang der Brennstoffzelle	T_{BZ}
5	Messbank hinter der Brennstoffzelle	T_{BZ}, I, λ
6	Messbank zwischen Systemausgang und dem Mischventil	(X, T_{BZ}, I, λ)

Tabelle 5.2: Messstellen und beeinflussende Parameter der Kathodenlufttemperatur

Der Einfluss der Umgebungsparameter wird in dem Modell bereits vor der Optimierung berücksichtigt. Die Drücke an den verschiedenen Messstellen beeinflussen zudem die Temperatur. Dieser Einfluss wird mit Hilfe der Druckanpassung im Modell in Abhängigkeit von der Stromstärke sowie der Stöchiometrie bzw. vom Volumenstrom in die Berechnung mit einbezogen.

In den nachstehenden Graphiken sind die Relativtemperaturverläufe gegenüber der Umgebung dargestellt, die bei den Vorversuchen für die verschiedenen Laststufen gemessen wurden.

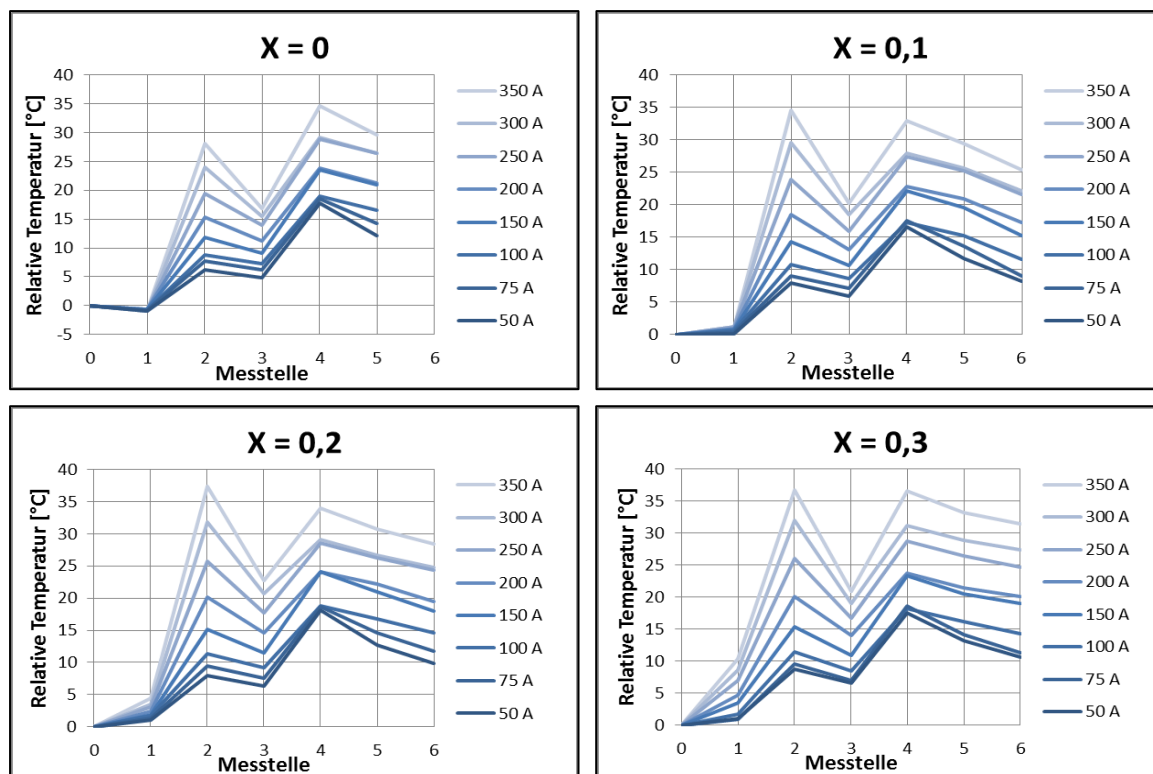


Abbildung 5.6: Relativtemperaturverläufe im Gesamtsystem

Die Temperaturverläufe weisen wie die zuvor gezeigten Druckverläufe die gleiche Charakteristik auf. Dabei steigt die Temperaturdifferenz zur Umgebung proportional zu der Belastung der Brennstoffzelle bzw. dem Volumenstrom im Kathodenstrang. Der Einfluss der Rezirkulationsrate auf die Ausgangstemperatur des Mischventils (Messstelle 1) ist gut erkennbar. Dieser Einfluss verringert sich jedoch auf dem Weg zum Kathodeneingang der Brennstoffzelle (Messstelle 3) aufgrund des Wärmeeintrags des Blowers (Messstelle 2) sowie den Wärmeverlusten im Kathodenstrang zwischen dem Blower und der Brennstoffzelle.

Am Kathodenausgang entsprechen die gemessenen Temperaturen den jeweiligen Betriebstemperaturen der Brennstoffzelle. Im weiteren Verlauf durch den Kathodenstrang nimmt die Temperatur stetig ab. Die Temperaturdifferenz zwischen dem Brennstoffzellenausgang und dem Eingang des Mischventils für die rezirkulierte Abluft ist in Abbildung 5.7 in Abhängigkeit von dem Volumenstrom und der jeweiligen Rezirkulationsrate dargestellt.

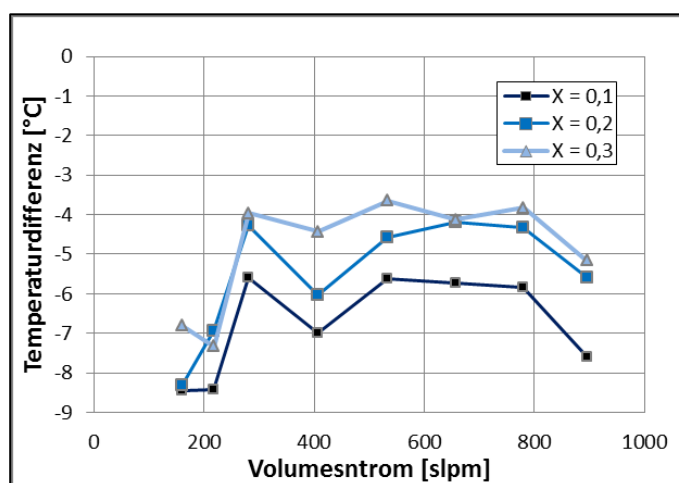


Abbildung 5.7: ΔT zwischen Brennstoffzellenausgang und Mischventileingang

Die Temperatur der rezirkulierten Abluft am Eingang des Mischventils bestimmt deren maximalen Wasserdampfgehalt und ist daher wichtig für die Berechnung des gesamten Wassereintrags der Kathodenzuluft.

Für die Anpassung der Temperatur im Modell wird der Mittelwert der Temperaturabnahme für die drei verschiedenen Rezirkulationsraten in Abhängigkeit von dem Volumenstrom verwendet. Die dazugehörige Regressionsfunktion ist in Abbildung 5.8 mit dargestellt. Durch diesen ersten Optimierungsansatz verbleiben Temperaturdifferenzen zwischen den berechneten und gemessenen Werten am Eingang des Mischventils von maximal 2,2°C.

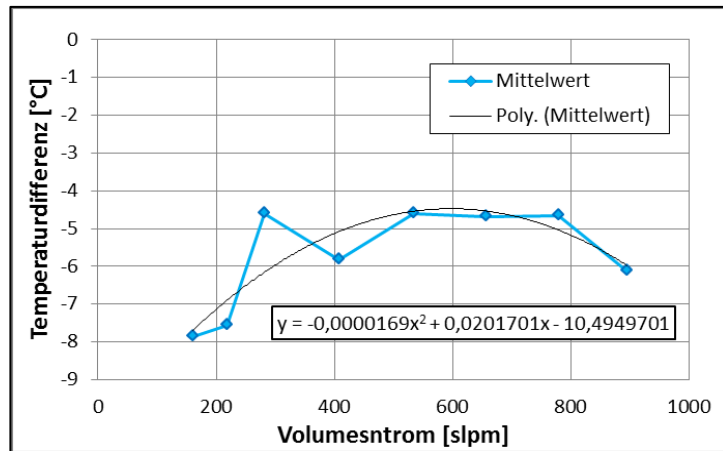


Abbildung 5.8: Mittelwert von ΔT zwischen BZ-Ausgang und MV-Eingang

Die Berechnung der Lufttemperatur am Ausgang des Mischventils erfolgt wie in Abschnitt 3.3.3 beschrieben. Um nun den Wärmeeintrag des Blowers durch die Kompression der Kathodenzuluft zu bestimmen, wird in dem Rechenmodell die Gleichung der isentropen Zustandsänderung für ideale Gase in Abhängigkeit der zuvor bestimmten Drücke verwendet. In der Gleichung steht k für den Isentropenexponent. Der Wert für Luft beträgt $k = 1,4$

$$T_{BZ\,ein} = T_{MV\,aus} \cdot \left(\frac{p_{BZ\,ein}}{p_{MV\,aus}} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad [5.1]$$

Bei dieser Berechnung wird jedoch nicht der Wärmeverlust zwischen dem Blower und dem Brennstoffzelleneingang berücksichtigt. Zudem pflanzen sich die Abweichungen der Berechnungen von $T_{MV\,aus}$, $p_{BZ\,ein}$ und $p_{MV\,aus}$ weiter fort. Dies muss bei einer weiteren Modelloptimierung im Anschluss an dieser Arbeit berücksichtigt werden.

5.2 Referenzmessungen

5.2.1 Modellvalidierung

Bei der Modellvalidierung werden die Messwerte der Referenzmessungen mit den berechneten Werten des Modells verglichen. Dafür sind die Messergebnisse der Versuche mit abgesenkter Stöchiometrie sowie die der partiellen Rezirkulation für verschiedene Stromstärken in den nachstehenden Tabellen eingetragen. Bei den Berechnungen wurden die gemessenen Werte für den Druck, die Temperatur sowie die relative Feuchtigkeit der Umgebungsluft verwendet. Für den Vergleich mit dem Modell sind die absoluten sowie relativen Fehler der Berechnungen zu den Messwerten aufgeführt.

Sind die berechneten Werte kleiner als die Messwerte, haben die Fehler negative Vorzeichen. In diesem Fall sind die entsprechenden Felder der Tabellen blau hinterlegt. Sind die berechneten Werte hingegen größer, als die Messergebnisse, sind die Fehler positiv und rot eingefärbt. Je größer die Abweichung ist, desto dunkler ist der jeweilige Farbton. Erklärungen, wie es zu den Abweichungen kommt, sind in Abschnitt 6.1.1 zu finden.

Betriebsdruck

In Tabelle 5.3 sind die Ergebnisse bzgl. der Betriebsdrücke für den Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie dargestellt. Es ist ein Trend zu erkennen, dass die Abweichungen zwischen den berechneten und gemessenen Werten mit größerer Stromstärke sowie größerem Volumenstrom zunehmen. So schwanken die Abweichungen am Ausgang des Mischventils zwischen $\Delta p = -0,4 \text{ hPa}$ und $\Delta p = 5,7 \text{ hPa}$. Beim Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle sind die Messwerte etwas geringer als die berechneten Werte. So beträgt die maximale Abweichung am Brennstoffzelleneingang $\Delta p = -15,1 \text{ hPa}$. Am Brennstoffzellenausgang sind es maximal $\Delta p = -13,4 \text{ hPa}$.

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	λ	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]
MV aus	2,5	997,7	1,0	0,1	997,2	1,0	0,1	994,2	1,3	0,1	987,6	1,3	0,1	977,2	1,4	0,1
	2,0	1021,0	-0,2	0,0	1020,5	0,0	0,0	1017,9	1,0	0,1	1011,8	3,0	0,3	1002,7	5,7	0,6
	1,75	1024,5	-0,4	0,0	1024,1	-0,2	0,0	1023,0	-0,3	0,0	1019,5	0,0	0,0	1014,0	0,7	0,1
	1,5							1023,8	-0,2	0,0	1020,9	0,5	0,1	1016,0	1,9	0,2
	1,3										1023,2	-0,4	0,0	1019,0	1,2	0,1
Bzein	2,5	1012,3	-7,5	-0,7	1020,4	-8,0	-0,8	1049,2	-10,6	-1,0	1094,4	-12,8	-1,2	1142,7	-9,1	-0,8
	2,0	1030,3	-6,4	-0,6	1036,8	-7,1	-0,7	1057,7	-8,3	-0,8	1091,4	-10,8	-1,0	1127,7	-10,2	-0,9
	1,75	1031,6	-5,8	-0,6	1037,2	-6,4	-0,6	1054,1	-6,7	-0,6	1082,5	-9,0	-0,8	1112,7	-8,7	-0,8
	1,5							1048,7	-5,8	-0,6	1071,6	-7,3	-0,7	1101,9	-13,2	-1,2
	1,3										1063,6	-6,3	-0,6	1092,5	-15,1	-1,4
Bzaus	2,5	996,9	-1,5	-0,2	998,5	-2,5	-0,3	1005,9	-5,6	-0,6	1022,2	-10,1	-1,0	1044,2	-13,4	-1,3
	2,0	1018,6	-1,3	-0,1	1020,1	-2,4	-0,2	1025,3	-5,0	-0,5	1035,4	-7,6	-0,7	1051,2	-11,2	-1,1
	1,75	1022,3	-1,8	-0,2	1023,5	-2,7	-0,3	1027,2	-4,5	-0,4	1035,2	-6,7	-0,6	1046,6	-8,6	-0,8
	1,5							1025,7	-3,1	-0,3	1031,3	-4,4	-0,4	1042,0	-8,0	-0,8
	1,3										1029,8	-4,0	-0,4	1038,7	-7,3	-0,7

Tabelle 5.3: Vergleich der Betriebsdrücke bei abgesenkter Stöchiometrie

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	X	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]	p_{Mess} [hPa]	Abs. Fehler [hPa]	Rel. Fehler [%]
MV aus	0,1	1016,3	0,9	0,1	1015,0	1,3	0,1	1008,7	1,9	0,2	993,0	2,7	0,3	968,6	3,3	0,3
	0,2	1029,3	-0,3	0,0	1028,2	-0,1	0,0	1021,7	0,7	0,1	1005,6	1,6	0,2	981,3	1,8	0,2
	0,3	1030,6	-1,0	-0,1	1029,4	-0,6	-0,1	1023,7	-0,6	-0,1	1008,9	-1,3	-0,1	991,1	-8,2	-0,8
	0,4				1034,2	-2,2	-0,2	1032,4	-6,2	-0,6	1029,9	-19,5	-1,9	1022,5	-37,3	-3,6
	0,45							1024,5	-6,6	-0,6	1022,3	-20,4	-2,0	1016,4	-40,1	-3,9
Bzein	0,1	1029,1	-5,2	-0,5	1037,4	-5,9	-0,6	1066,9	-9,1	-0,8	1115,2	-14,0	-1,3	1167,0	-13,1	-1,1
	0,2	1041,8	-6,1	-0,6	1049,8	-6,4	-0,6	1079,0	-9,3	-0,9	1127,1	-13,6	-1,2	1175,5	-8,6	-0,7
	0,3	1042,8	-6,4	-0,6	1050,8	-6,7	-0,6	1079,7	-8,9	-0,8	1128,2	-13,1	-1,2	1175,9	-6,6	-0,6
	0,4				1054,0	-6,5	-0,6	1083,0	-8,6	-0,8	1130,1	-10,8	-1,0	1176,1	-1,5	-0,1
	0,45							1073,4	-6,9	-0,6	1113,0	-1,2	-0,1	1162,1	5,8	0,5
Bzaus	0,1	1014,5	-0,1	0,0	1016,4	-1,4	-0,1	1025,0	-5,6	-0,5	1044,5	-12,8	-1,2	1072,3	-21,0	-2,0
	0,2	1026,6	-0,4	0,0	1028,5	-1,7	-0,2	1037,0	-5,5	-0,5	1055,8	-11,6	-1,1	1081,8	-17,1	-1,6
	0,3	1027,6	-0,7	-0,1	1029,1	-1,6	-0,2	1037,4	-4,9	-0,5	1055,6	-9,7	-0,9	1080,6	-13,1	-1,2
	0,4				1034,4	-3,6	-0,3	1041,9	-5,8	-0,6	1059,2	-8,8	-0,8	1082,6	-9,0	-0,8
	0,45							1031,7	-3,5	-0,3	1046,6	-3,5	-0,3	1071,2	-3,9	-0,4

Tabelle 5.4: Vergleich der Betriebsdrücke bei partieller Rezirkulation

Tabelle 5.4 zeigt die Ergebnisse der Betriebsdrücke bei partieller Rezirkulation. Auch hier ist der Trend der zunehmenden Abweichungen mit größeren Stromstärken zu erkennen. Zudem ist zu erkennen, dass die mit dem Modell berechneten Werte überwiegend geringer sind als die Messwerte. Die Abweichungen variieren mit der Rezirkulationsrate. So ist die größte

Abweichung der verglichenen Werte am Ausgang des Mischventils bei einer Rezirkulationsrate von 0,45 zu erkennen. Sie beträgt $\Delta p = -40,14 \text{ Pa}$. Am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle ist ein gegensätzlicher Trend zu erkennen. Bei einer Rezirkulationsrate von 0,1 sind die negativen Abweichungen am größten. Diese nehmen mit größeren Rezirkulationsraten ab. Am Brennstoffzelleneingang wechselt zudem das Vorzeichen der Abweichung bei der maximalen Rezirkulationsrate von 0,45.

Betriebstemperaturen

In den Tabellen 5.5 & 5.6 sind die Ergebnisse bzgl. der Betriebstemperaturen am Ausgang des Mischventils sowie den Brennstoffzelleneingang für die unterschiedlichen Betriebsweisen dargestellt. Die Temperaturen am Ausgang der Brennstoffzelle entsprechen den Betriebstemperaturen der Brennstoffzelle und sind daher nicht mit aufgeführt.

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	λ	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]
MV aus	2,5	27,8	1,7	6,0	28,1	1,4	4,8	28,6	0,9	3,0	28,9	0,6	2,0	28,3	1,1	3,9
	2,0	26,8	1,4	5,3	27,2	1,0	3,8	28,0	0,3	1,0	28,2	0,0	0,1	28,0	0,2	0,7
	1,75	23,1	1,0	4,5	23,3	0,9	3,8	23,5	0,7	2,9	22,9	1,2	5,4	22,0	2,2	10,0
	1,5							25,3	0,9	3,4	25,1	1,1	4,2	24,3	1,8	7,5
	1,3										27,2	0,9	3,1	27,0	1,1	4,2
Bzein	2,5	34,4	-0,9	-2,7	35,5	-1,3	-3,8	39,4	-2,8	-7,0	44,4	-3,6	-8,1	48,0	-2,1	-4,3
	2,0	32,7	-0,7	-2,1	33,4	-0,9	-2,8	36,4	-2,2	-5,9	40,6	-3,4	-8,4	45,2	-4,5	-10,0
	1,75	28,1	-0,3	-0,9	28,4	-0,2	-0,6	30,1	-0,4	-1,3	31,8	0,3	1,0	33,5	1,4	4,2
	1,5							31,5	-0,2	-0,6	33,2	0,0	-0,1	36,0	-0,5	-1,5
	1,3										35,3	-0,9	-2,6	39,0	-2,8	-7,1

Tabelle 5.5: Vergleich der Betriebstemperaturen bei abgesenkter Stöchiometrie

Beim Vergleich der Temperaturen im Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie sind die berechneten Temperaturen am Ausgang des Mischventils mit $\Delta T = 0,0^\circ\text{C} \dots 2,2^\circ\text{C}$ etwas größer als die Messwerte. Am Brennstoffzelleneingang sind die berechneten Werte dagegen mit $\Delta T = -4,5^\circ\text{C} \dots 1,4^\circ\text{C}$ überwiegend geringer. Analog zu den Ergebnissen der Betriebsdrücke nehmen die Abweichungen mit größeren Volumenströmen (abhängig von der Stromstärke und der kathodenseitigen Stöchiometrie) im Kathodenstrang zu.

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	X	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [°C]	Rel. Fehler [%]
MV aus	0,1	27,1	0,8	2,8	27,8	0,4	1,5	28,2	1,1	4,0	28,6	1,7	6,0	29,2	1,9	6,5
	0,2	27,3	0,2	0,8	28,0	0,2	0,8	29,5	0,7	2,4	30,7	1,7	5,4	29,3	4,7	16,1
	0,3	28,4	0,2	0,6	29,1	0,5	1,8	30,9	1,6	5,3	33,2	2,6	7,7	34,1	4,7	13,9
	0,4				28,8	-0,4	-1,4	31,5	0,6	2,1	35,7	2,5	7,0	38,1	4,7	12,3
	0,45							33,0	0,8	2,5	36,4	3,8	10,3	39,2	5,6	14,3
Bzein	0,1	33,1	-1,2	-3,5	34,8	-1,8	-5,1	36,2	0,6	1,6	39,1	3,7	9,4	41,9	8,0	19,2
	0,2	32,7	-1,1	-3,5	33,9	-0,9	-2,6	38,9	-1,2	-3,1	44,5	0,3	0,8	47,0	5,9	12,5
	0,3	34,0	-1,3	-3,8	35,7	-1,2	-3,4	40,7	-0,6	-1,5	46,6	1,8	3,8	49,2	9,0	18,2
	0,4				33,5	-0,4	-1,1	37,4	2,3	6,0	42,7	8,3	19,4	45,5	17,2	37,7
	0,45							37,2	4,3	11,5	41,3	11,9	28,7	44,1	20,9	47,3

Tabelle 5.6: Vergleich der Betriebstemperaturen bei partieller Rezirkulation

Die Abweichungen der Temperaturen im Betrieb mit partieller Rezirkulation sind bei kleineren Stromstärken vergleichbar mit dem offenen Normalbetrieb der Brennstoffzelle. Auch hier sind die berechneten Werte am Ausgang des Mischventils mit $\Delta T = -0,4^\circ\text{C} \dots 2,8^\circ\text{C}$ überwiegend etwas größer als die Messwerte und die Werte am Brennstoffzelleneingang mit $\Delta T = -0,4^\circ\text{C} \dots -3,8^\circ\text{C}$ etwas geringer. Mit zunehmender Stromstärke sowie Rezirkulationsrate vergrößern sich die Abweichungen. Am Ausgang des Mischventils beträgt die maximale Temperaturdifferenz zwischen Mess- und Rechenwert $\Delta T = 5,6^\circ\text{C}$. Am Brennstoffzelleneingang sind die Messwerte um bis zu $20,9^\circ\text{C}$ teilweise erheblich geringer als die berechneten Werte. Die Begründung dieses Sachverhaltes ist in Abschnitt 6.1.1 zu finden.

Relative Feuchtigkeit

In den Tabellen 5.7 & 5.8 sind die Ergebnisse bzgl. der relativen Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Betriebsweise und der Stromstärke aufgeführt. Die relative Feuchtigkeit am Ausgang der Brennstoffzelle wird hier nicht betrachtet, da die Kathodenabluft bei den verwendeten Betriebstemperaturen nahezu vollständig mit Wasserdampf gesättigt ist (vgl. Abschnitt 3.4.3) und sich dadurch keine Abweichungen zwischen den Messwerten und den Berechnungen ergeben.

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	λ	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]
Bzein	2,5	22,4	0,3	1,4	20,5	1,5	7,1	16,8	2,9	17,4	13,7	2,7	19,3	11,4	1,7	15,1
	2,0	13,8	0,7	5,0	13,3	1,0	7,2	11,7	1,4	12,3	10,5	1,0	10,0	8,6	1,2	14,2
	1,75	20,5	-0,2	-0,8	20,0	-0,1	-0,2	18,6	0,1	0,5	17,7	-1,0	-5,6	17,2	-2,5	-14,7
	1,5							17,7	-0,3	-1,6	16,5	-0,6	-3,4	14,6	-0,3	-1,9
	1,3										15,0	0,4	2,7	12,7	1,4	11,0

Tabelle 5.7: Vergleich von r_F am Brennstoffzelleneingang bei abgesenkter Stöchiometrie

Beim Vergleich der relativen Feuchtigkeit im Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie ist zu erkennen, dass die Stöchiometrie nur einen sehr geringen Einfluss auf die relative Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle hat. Dies entspricht den Ergebnissen der theoretischen Analyse (vgl. Abschnitt 3.4.3). Die Abweichungen zwischen den Messwerten und den berechneten Werten variieren allerdings mit der Stöchiometrie sowie der Stromstärke zwischen $-2,5\%$ und $2,9\%$ (absolut). Hier ist ein direkter Zusammenhang zu den Temperaturen am Brennstoffzelleneingang zu erkennen, da die relative Feuchtigkeit von der Temperatur abhängig ist (vgl. Abschnitt 2.3). Sind z.B. die berechneten Temperaturen kleiner als die Messwerte, weisen die berechneten Werte der relativen Feuchtigkeit positive Abweichungen auf. Bei größeren Werten der berechneten Temperatur ist es entsprechend anders herum. Bei den Ergebnissen zur partiellen Rezirkulation ist eine starke Abhängigkeit

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	X	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	T_{Mess} [°C]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]	$r_{F_{\text{Mess}}}$ [%]	Abs. Fehler [%]	Rel. Fehler [%]
Bzein	0,1	36,5	-3,0	-8,1	29,9	3,9	12,9	27,9	5,8	20,7	27,0	4,6	17,1	25,1	1,8	7,4
	0,2	49,4	-8,6	-17,4	41,2	0,6	1,3	39,9	3,6	8,9	40,2	1,9	4,7	40,7	-3,9	-9,6
	0,3	61,5	-12,4	-20,2	56,1	-6,1	-10,8	53,1	-1,7	-3,3	53,3	-4,7	-8,9	54,3	-14,3	-26,4
	0,4				81,8	-15,1	-18,4	78,5	-12,3	-15,6	78,6	-24,3	-30,8	80,0	-38,1	-47,7
	0,45							87,3	-19,6	-22,4	86,0	-31,0	-36,1	86,1	-44,0	-51,1

Tabelle 5.8: Vergleich von r_F am Brennstoffzelleneingang bei partieller Rezirkulation

der relativen Feuchtigkeit zur Rezirkulationsrate erkennbar. Mit ihr ändern sich auch die Abweichungen zwischen den Messwerten und den Berechnungen. Bei einer Rezirkulationsrate von 0,1 tendieren die Rechenergebnisse zu größeren Werten als die Messwerte. Mit zunehmender Rezirkulationsrate tendieren sie hingegen zu kleineren Werten. Auch hier ist der Zusammenhang zwischen den berechneten Temperaturen und der relativen Feuchtigkeit zu erkennen.

Sauerstoffkonzentration

In den Tabellen 5.9 & 5.10 sind die Ergebnisse bzgl. der Sauerstoffkonzentration am kathodenseitigen Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Betriebsweise und der Stromstärke aufgeführt. Die Sauerstoffkonzentration am Ausgang der Brennstoffzelle wird von einem optischen Sauerstoffsensor sowie einer Gasanalyse gemessen. Für den Vergleich mit den Berechnungen im Modell sind die Messwerte beider Sensoren in den Tabellen aufgeführt.

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	λ	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]
BzEin	2,5	20,7	0,0	0,1	20,7	0,1	0,3	20,6	0,2	0,8	20,5	0,3	1,3	20,4	0,4	1,9
	2,0	20,8	0,0	0,2	20,8	0,1	0,4	20,7	0,1	0,7	20,5	0,4	1,7	20,5	0,4	2,0
	1,75	20,5	0,3	1,7	20,5	0,4	1,9	20,3	0,5	2,5	20,2	0,7	3,4	20,1	0,8	3,9
	1,5							20,4	0,4	1,9	20,2	0,7	3,3	20,1	0,8	3,9
	1,3										20,3	0,5	2,4	20,2	0,6	3,0
BzAus (Ocean opt.)	2,5	12,5	1,1	9,0	12,5	1,1	8,9	12,6	1,0	8,0	12,5	1,1	8,6	12,3	1,3	10,3
	2,0	9,1	2,5	27,3	9,6	1,9	19,9	10,0	1,5	14,9	10,0	1,5	14,9	10,2	1,4	13,6
	1,75	6,6	3,5	52,7	7,4	2,7	36,0	7,8	2,2	28,5	8,2	1,9	23,0	8,4	1,6	19,3
	1,5							5,3	2,7	52,2	5,7	2,3	41,2	6,9	1,1	15,9
	1,3										3,0	2,7	87,4	5,1	0,6	12,0
BzAus (Gasanalyse)	2,5	12,7	0,9	7,4	12,9	0,7	5,7	13,1	0,5	4,1	13,2	0,4	3,3	13,1	0,5	4,1
	2,0	9,6	2,0	21,1	10,2	1,4	14,0	10,8	0,8	7,7	10,6	1,0	9,7	11,0	0,6	5,7
	1,75	6,4	3,7	58,4	8,1	2,0	25,2	8,6	1,5	17,9	9,0	1,1	12,7	9,3	0,8	9,0
	1,5							5,9	2,2	36,8	6,3	1,8	28,1	6,6	1,5	22,3
	1,3										3,6	2,1	59,2	5,7	0,0	0,5

Tabelle 5.9: Vergleich der Sauerstoffkonzentrationen bei abgesenkter Stöchiometrie

Bei den Versuchen im offenen Betrieb der Brennstoffzelle wird die Kathodenluft mit Hilfe des Kondensators auf 15°C abgekühlt. In der Gasanalyse wird das Kathodengas separat auf 5°C gekühlt, bevor die Sauerstoffkonzentration gemessen wird. Dies wurde bei den Berechnungen in dem Modell mit berücksichtigt. Es ist zu erkennen, dass die gemessenen Werte bei allen Versuchsreihen kleiner sind als die berechneten Werte. Die Abweichungen nehmen mit geringeren Volumenströmen im Kathodenstrang (abhängig von Stromstärke und Stöchiometrie) zu, sodass bei einer Stromstärke von 50A und einer Stöchiometrie von 1,75 eine maximale Abweichung von 3,7 Vol. -% vorliegt.

Strom		50A			75A			150A			250A			350A		
	X	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]	cO ₂ Mess [Vol.-%]	Abs. Fehler [-Vol%]	Rel. Fehler [%]
BzEin	0,1	18,7	1,2	6,3	19,6	0,3	1,4	19,6	0,2	1,2	19,4	0,4	1,8	19,4	0,3	1,4
	0,2	16,8	2,0	12,2	18,1	0,7	3,8	18,4	0,3	1,8	18,1	0,4	2,4	17,9	0,5	2,9
	0,3	13,7	3,7	26,6	15,5	1,9	12,3	16,5	0,7	4,5	16,4	0,7	4,3	16,3	0,6	3,7
	0,4				11,9	3,5	29,5	13,9	1,4	9,9	14,1	1,0	7,2	13,7	1,1	8,3
	0,45							13,9	1,4	9,9	13,4	0,4	3,1	12,7	0,9	6,7
BzAus (Ocean opt.)	0,1	10,8	1,3	12,1	12,2	-0,2	-1,3	13,1	-1,5	-11,4	13,4	-2,4	-17,8	13,1	-2,5	-19,3
	0,2	8,1	2,9	36,2	9,9	1,0	10,4	11,2	-0,6	-5,1	11,7	-1,6	-13,6	11,4	-1,8	-15,6
	0,3	4,9	4,7	97,0	7,1	2,4	33,6	9,3	0,0	-0,4	9,9	-1,1	-11,4	9,9	-1,5	-15,0
	0,4				3,2	4,4	138,9	6,5	0,9	13,6	7,1	-0,1	-1,1	6,7	0,0	-0,1
	0,45							6,5	0,9	13,6	6,3	-0,5	-7,6	5,9	-0,4	-5,9
BzAus (Gasanalyse)	0,1	10,9	1,9	17,1	12,0	0,8	6,3	12,5	0,3	2,1	12,1	0,7	5,5	12,2	0,6	4,6
	0,2	8,4	3,2	38,6	10,4	1,2	11,9	11,0	0,6	5,8	11,1	0,5	4,9	10,7	0,9	8,8
	0,3	5,7	4,4	77,9	7,4	2,7	37,0	9,1	1,0	11,4	9,1	1,0	11,4	9,0	1,1	12,7
	0,4				3,6	4,5	124,2	6,3	1,8	28,1	6,9	1,2	17,0	5,9	2,2	36,8
	0,45							4,4	2,3	52,4	4,9	1,8	36,8	4,7	2,0	42,6

Tabelle 5.10: Vergleich der Sauerstoffkonzentrationen bei partieller Rezirkulation

Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation wird die Kathodenabluft nicht gekühlt. Die Kondensationstemperatur der Gasanalyse beträgt jedoch weiterhin 5°C. In der Tabelle ist zu erkennen, dass die gemessenen Werte des optischen Sauerstoffsensors bei größeren Volumenströmen (abhängig von der Stromstärke) und geringeren Rezirkulationsraten größer sind als die berechneten Werte und zudem größer als die Messwerte der Gasanalyse. Bei kleineren Volumenströmen geht der Trend der Abweichungen in die andere Richtung, sodass bei einer Stromstärke von 75A und einer Rezirkulationsrate von 0,4 eine maximale Abweichung von 4,5Vol.-% vorliegt.

5.2.2 Betriebsbereiche

Die Grenze des Betriebsbereichs wird von der ECU bestimmt. Je geringer die Stöchiometrie ist, desto instabiler wird die Zellspannung. Wird ein bestimmter Grenzwert unterschritten, greift die Sicherheitselektronik der Brennstoffzelle ein und erhöht den Volumenstrom. Dies ist das Abbruchkriterium der Testreihen.

In Abbildung 5.9 ist in der oberen Grafik der Verlauf des Stroms sowie der Verlauf der maximalen, mittleren und minimalen Einzelzellspannung des Stacks über der Zeit beim Betrieb der Brennstoffzelle mit einer Stöchiometrie von 1,3 dargestellt. Die untere Graphik zeigt die von der ECU vorgegebene Stöchiometrie bei dem Versuch.

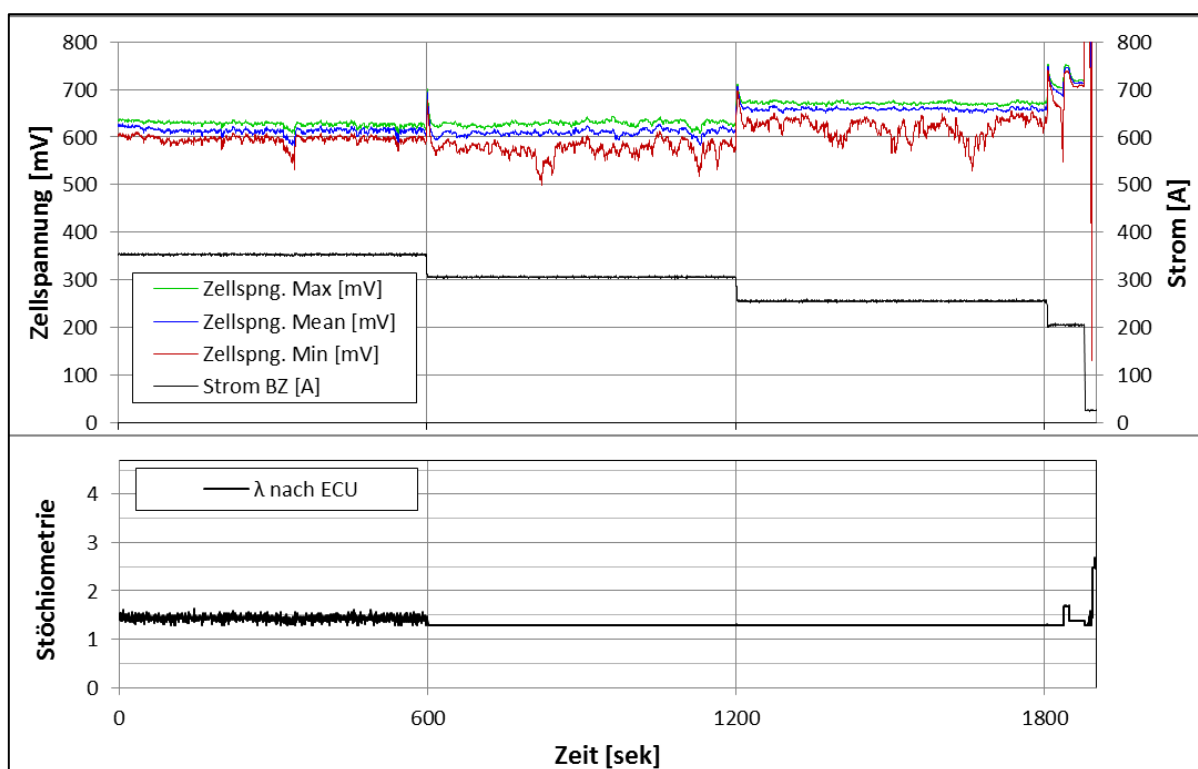


Abbildung 5.9: Verlauf von: Zellspannung, Strom und vorgegebener Stöchiometrie bei $\lambda = 1,3$

Es ist zu erkennen, dass die minimale Zellspannung bei der Testreihe zunehmend instabiler wird. Die vorgegebene Stöchiometrie ist bei einer Stromstärke von 350A etwas größer, als die eingestellte Stöchiometrie von 1,3. Dies liegt an der systeminternen Steuerung auf die nicht ohne weiteres zugegriffen werden kann. Bei diesem Versuchspunkt lag die Stöchiometrie durchschnittlich bei 1,44. Dieser Sachverhalt tritt auch bei der Versuchsreihe mit einer eingestellten Stöchiometrie von 1,5 auf. Hier lag die Stöchiometrie durchschnittlich bei 1,6. Wie in der oberen Graphik zu sehen ist, ist damit eine größere Zellspannung verbunden. Eine Vergleichbarkeit der Versuchspunkte ist daher nicht gegeben. Aus diesem

Grund werden diese beiden Versuchspunkte für die anschließenden Auswertungen nicht weiter betrachtet.

Bei den Versuchspunkten mit einer konstanten Stöchiometrie von 1,3 ist zu erkennen, dass die Zellspannung mit abnehmender Stromstärke und somit auch abnehmendem Luftvolumenstrom zunehmend instabiler wird. Bei Umschalten von 250A auf 200A kam es schließlich zum Abbruch des Versuches. Der Betrieb bei einer geringeren Stöchiometrie im offenen Betrieb ist nicht möglich, daher wird der Betriebsbereich bei Stromstärken von 250A sowie 300A durch eine Stöchiometrie von 1,3 begrenzt. Bei geringeren Stromstärken ist der Betrieb nur bei höheren Stöchiometrien möglich, wie weiter unten gezeigt wird.

In Abbildung 5.10 ist in der oberen Grafik der Verlauf der Zellspannung sowie des Stroms über der Zeit beim Betrieb der Brennstoffzelle mit einer eingestellten Stöchiometrie von 2,5 und einer Rezirkulationsrate von 0,45 dargestellt. Die untere Graphik zeigt die von der ECU vorgegebene Stöchiometrie bei dem Versuch.

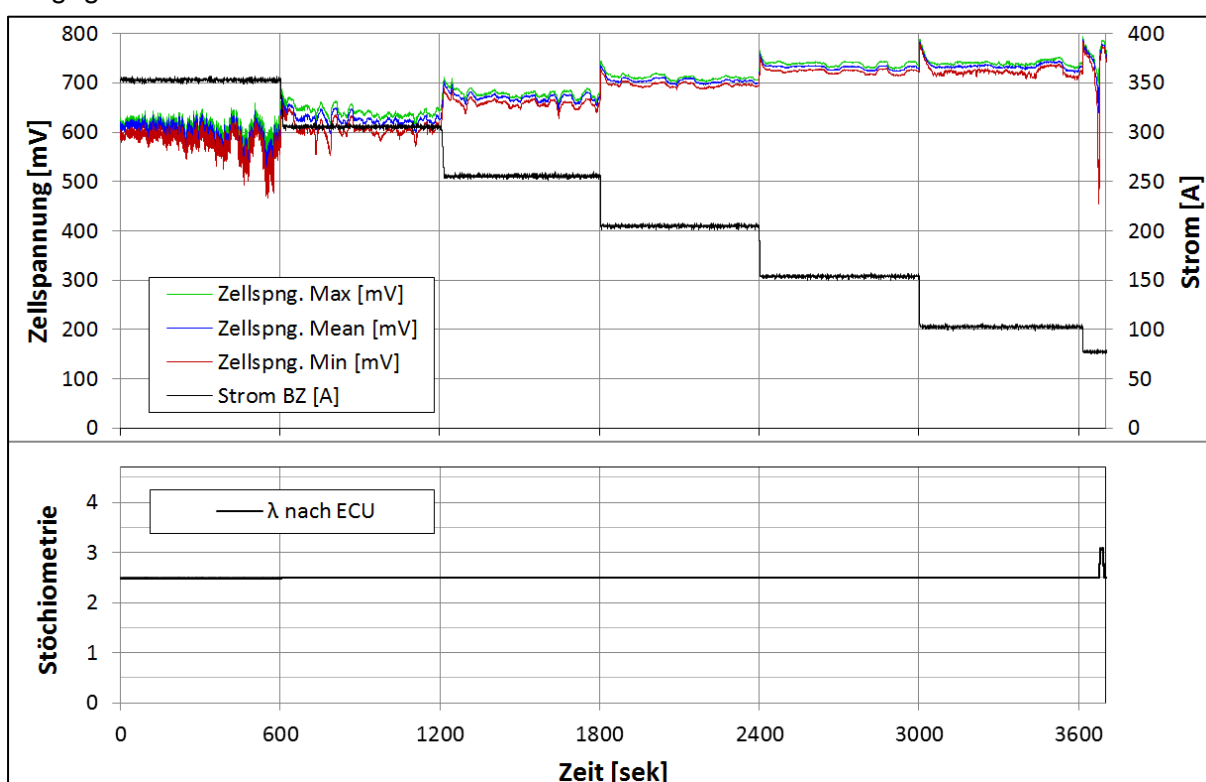


Abbildung 5.10: Verlauf von: Zellspannung, Strom und vorgegebener Stöchiometrie bei $X = 0,45$

Es ist zu erkennen, dass die Zellspannung besonders bei großen Stromstärken schwingt. Es besteht ein direkter Zusammenhang der Regelung des Mischventils sowie den gemessenen Volumenströmen mit der Zellspannung, auf den in Abschnitt 6.1.4 näher eingegangen wird. Ein Versuch mit größeren Rezirkulationsraten ist bei der beschriebenen Konfiguration des Teststands und einer Stromstärke von 350A nicht möglich. Daher wird der Betriebsbereich einer Stromstärke von 350A durch eine Rezirkulationsrate von 0,45 begrenzt. Beim Umschalten von 100A auf 75A kam es zum Abbruch des Versuches durch die ECU. Daher wird der Betriebsbereich bei geringeren Stromstärken von 75A und 50A durch kleinere Rezirkulationsraten begrenzt.

Im Gegensatz zu den Versuchen mit abgesenkter Stöchiometrie wird der Betriebsbereich bei großen Volumenströmen zusätzlich durch die Messtechnik und Regelung des Mischventils begrenzt. Um die maximal mögliche Rezirkulationsrate für den Betrieb bei kleineren Stromstärken zu bestimmen, wurde schließlich die Testreihe 3.A durchgeführt. Da die

Versuchsprozedur von der gewählten Standardprozedur abweicht, werden die Ergebnisse von Testreihe 3.A nur für die Bestimmung des Betriebsbereichs verwendet und gehen nicht in die weitere Betrachtung ein.

Die Betriebsbereiche bei den unterschiedlichen Betriebsweisen zeigt Abbildung 5.11. Die Graphiken entsprechen den in Abschnitt 3.4.1 definierten Kennfeldern bei einer Kondensationstemperatur von 5°C (entsprechend der Gasanalyse). Der Betrieb der Brennstoffzelle mit den Parameterkombinationen der grau hinterlegten Bereiche ist nicht möglich. Die Stöchiometrie bzw. Rezirkulationsrate, die im Grenzbereich (Grenze zwischen dem grauen und weißen Bereich) mit Hilfe der gemessenen Sauerstoffkonzentration der Gasanalyse berechnet wurde, stellen die blau gestrichelten Linien dar. Die hellgrauen Felder sind aufgrund des eingeschränkten Messbereichs des Volumenstromsensors kein Bestandteil der Untersuchungen.

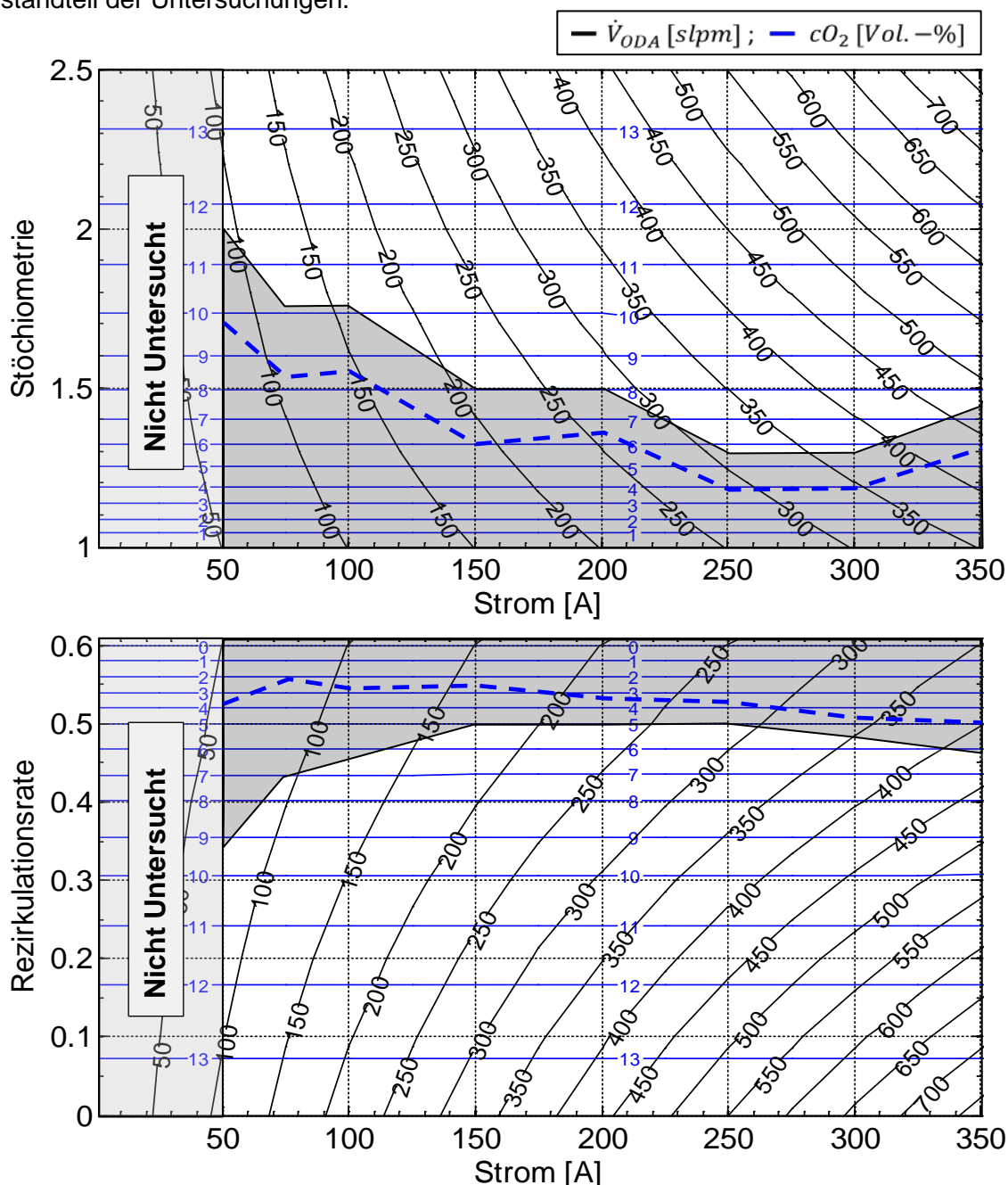


Abbildung 5.11: Betriebsbereiche bei abgesenkter Stöchiometrie (Testreihe 2) und partieller Rezirkulation (Testreihe 3.A). Graue Felder = Nicht einstellbare Parameter. Blaue gestrichelte Linien = maximale Sauerstoffabreicherung.

Beim Vergleich der beiden Graphiken ist zu erkennen, dass im Betrieb mit partieller Rezirkulation und einer Stromstärke von 50A eine wesentlich größere Sauerstoffabreicherung der Systemabluft möglich ist als bei den Versuchen mit abgesenkter Stöchiometrie. Die gemessene Sauerstoffkonzentration bei einer Rezirkulationsrate von 0,34 entspricht 3,6Vol. –%. Beim offenen Betrieb und einer eingestellten Stöchiometrie von 2,0 beträgt sie hingegen 9,6Vol. –%.

Mit zunehmender Stromstärke und Volumenstrom am Systemausgang verringert sich diese Differenz. So entspricht die gemessene Sauerstoffkonzentration 3,2Vol. –% bei einer Stromstärke von 250A und einer Rezirkulationsrate von 0,47. Beim offenen Betrieb und einer eingestellten Stöchiometrie von 1,3 beträgt sie 3,6Vol. –%.

Bei einer Stromstärke von 300A konnte mit 3,8Vol. –%. zudem weiter abgereichert werden als mit partieller Rezirkulation (mit 4,5Vol. –%).

Wie bereits bei der Modellvalidierung gezeigt wurde, gibt es Abweichungen zwischen den gemessenen Sauerstoffkonzentrationen und den Werten, die in Abhängigkeit von der Betriebsweise berechnet wurden, sodass die blau gestrichelten Linien in Abbildung 5.11 nicht mit der Grenzlinie der grauen Bereiche übereinstimmen. Auf diesen Sachverhalt wird in Abschnitt 6.1.2 näher eingegangen.

5.2.3 Strom-Spannungs-Kennlinien

In Abbildung 5.12 sind die UI-Kennlinien der zweiten Versuchsreihe mit abgesenkter Stöchiometrie dargestellt.

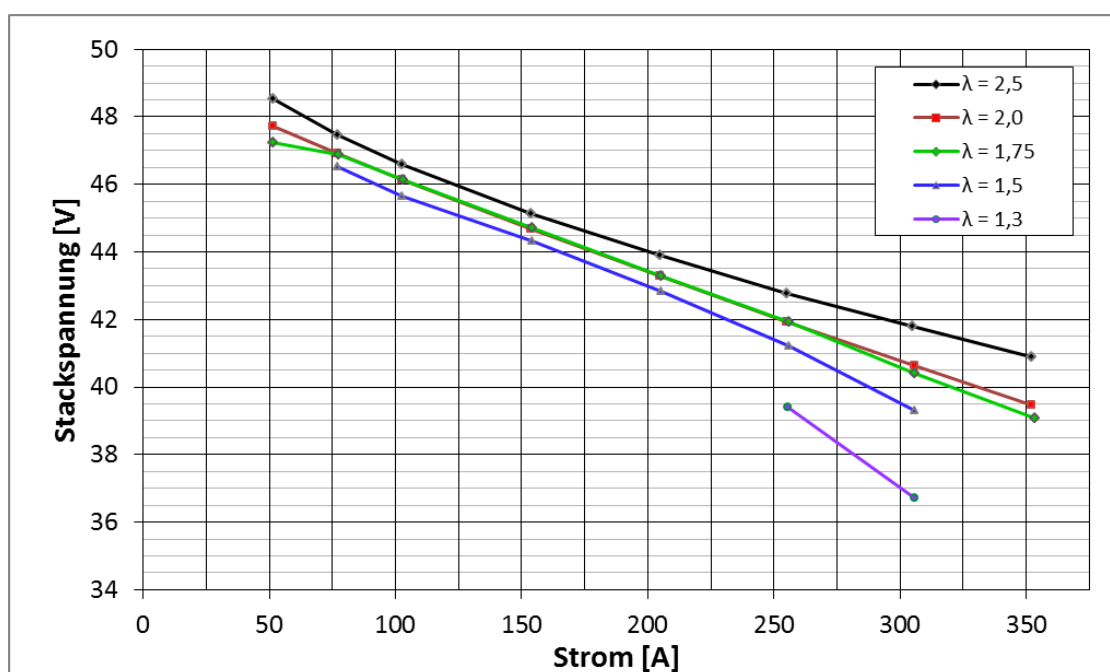


Abbildung 5.12: UI - Kennlinien der Versuchsreihen bei abgesenkter Stöchiometrie

In dem Diagramm ist zu erkennen, dass die Stackspannung beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie zunehmend verringert wird. Bei einer mittleren Stromstärke sind die Stackspannungen bei einer Stöchiometrie von 2,0 sowie 1,75 nahezu deckungsgleich. Wird die Stöchiometrie allerdings weiter gesenkt, ist dies mit einer stärkeren Abnahme der Stackspannung verbunden.

In Abbildung 5.13 sind die UI-Kennlinien der dritten Versuchsreihe mit partieller Rezirkulation dargestellt.

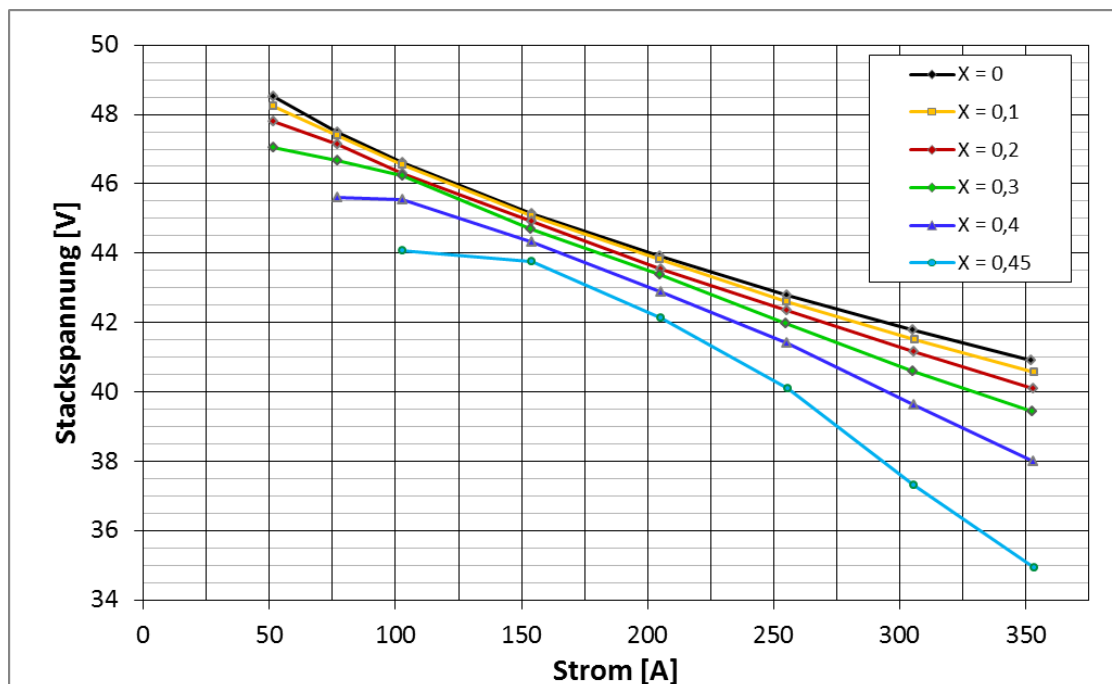


Abbildung 5.13: UI - Kennlinien der Versuchsreihen mit partieller Rezirkulation

Ähnlich wie bei den Versuchen mit abgesenkter Stöchiometrie, nimmt die Stackspannung nicht linear mit einer größer werdenden Rezirkulationsrate ab. So liegen die UI-Kennlinie der Versuchsreihe bei einer Rezirkulationsrate von 0,1 sehr dicht an der Kennlinie des offenen Betriebs. Bei einer Rezirkulationsrate von 0,45 ist hingegen ein wesentlich größerer Spannungsabfall zu erkennen.

Wie in der theoretischen Analyse gezeigt wurde (Abschnitt 3.4.1), ist der Betrieb mit partieller Rezirkulation mit dem Betrieb bei abgesenkter Stöchiometrie bzgl. des Volumenstroms der Kathodenabluft sowie deren Sauerstoffkonzentration vergleichbar. So lassen sich auch die Stackspannungen bei den unterschiedlichen Betriebsweisen vergleichen.

In Tabelle 5.11 sind verschiedenen Stöchiometrien mit den entsprechenden Rezirkulationsraten aufgeführt. Die Rezirkulationsraten sind gültig, wenn der kathodenseitige Volumenstrom einer Stöchiometrie von 2,5 entspricht. In der rechten Spalte der Tabelle ist die gewählte Farbkodierung dargestellt die in den Graphiken verwendet wird. Sie wird auch für die folgenden Ergebnisdarstellung der Leistungsverluste beibehalten.

λ_{offen}	$X (\lambda=2,5)$	Farbcode
2,5	0	
2,25	0,1	
2	0,2	
1,75	0,3	
1,5	0,4	
1,375	0,45	
1,3	0,48	

Tabelle 5.11: Vergleichbare Betriebsparameter

5.2.4 Leistungsverluste

Für die verschiedenen Betriebsweisen sind in den Abbildungen 5.14 & 5.15 die Leistungsverluste der Brennstoffzelle gegenüber dem offenen Normalbetrieb sowie die dazugehörigen Sauerstoffkonzentrationen am Kathodenausgang der Brennstoffzelle über der Stromstärke dargestellt.

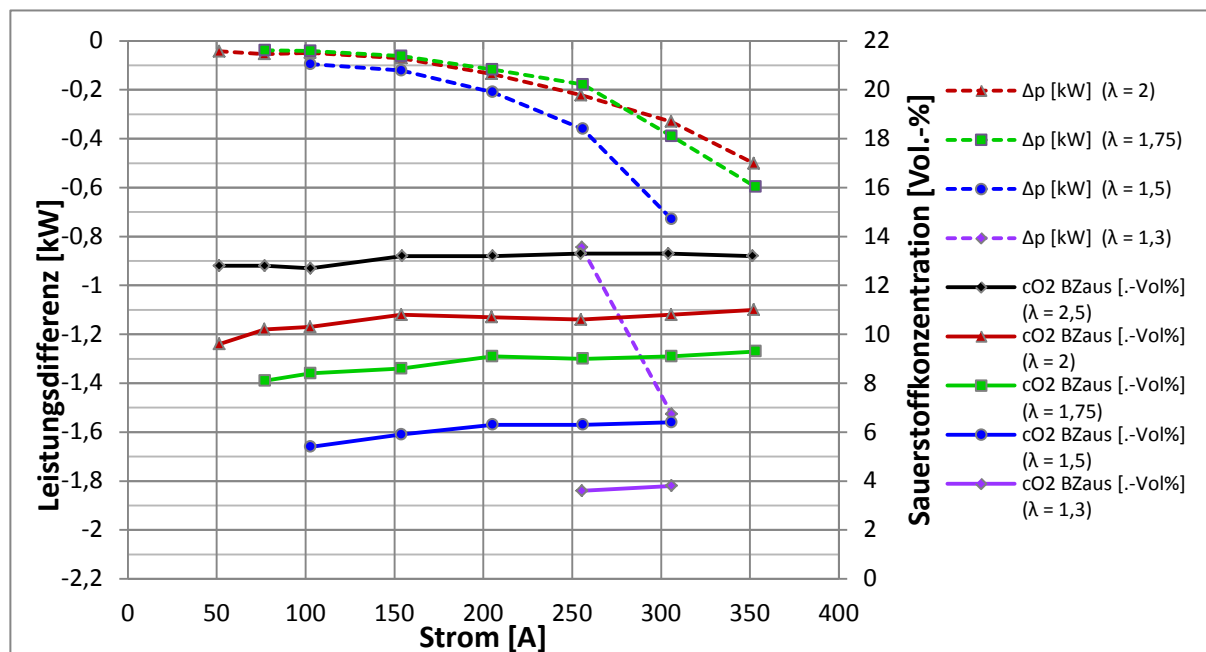


Abbildung 5.14: Leistungsverluste und Sauerstoffkonzentration am Kathodenausgang der Brennstoffzelle beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie

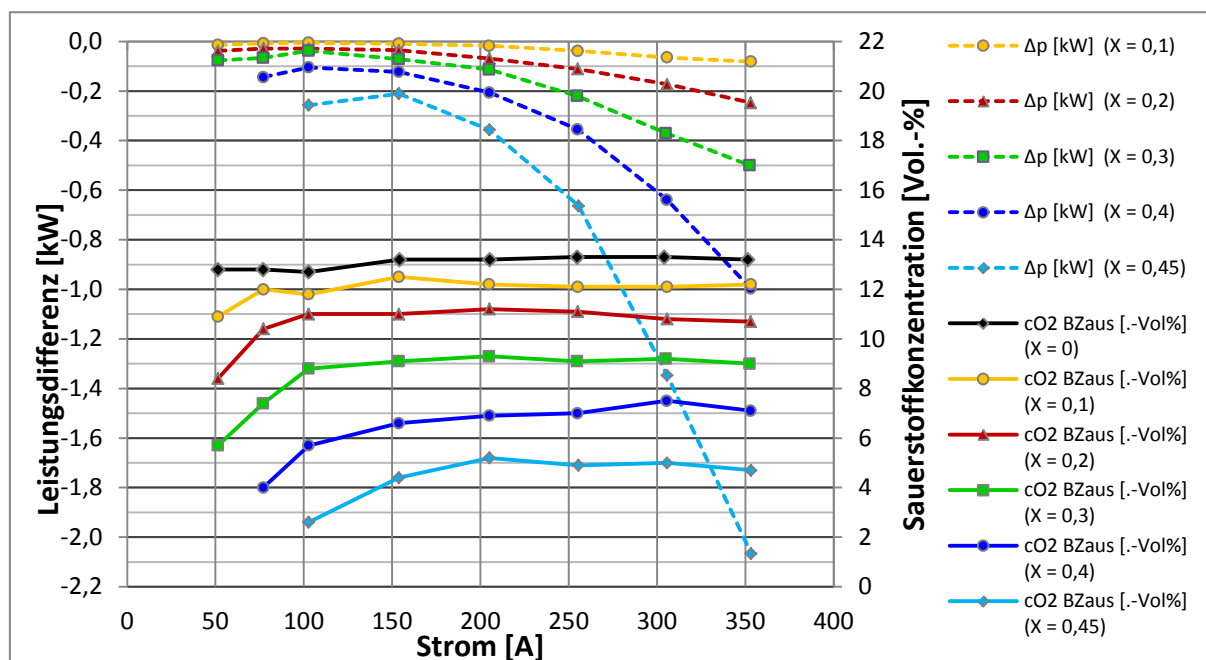


Abbildung 5.15: Leistungsverluste und Sauerstoffkonzentration am Kathodenausgang der Brennstoffzelle beim Betrieb mit partieller Rezirkulation

In den Abbildungen ist zu erkennen, dass die Leistungsverluste der Brennstoffzelle mit der geforderten Stromstärke sowie der Sauerstoffabreicherung der Kathodenluft zunehmen. Beim Vergleich der beiden Betriebsweisen stellen sich besonders bei hohen Stromstärken in

Verbindung mit geringer Sauerstoffabreicherung Vorteile der partiellen Rezirkulation gegenüber dem offenen Betrieb bzgl. der Leistungsverluste ein. So entsteht beispielsweise bei einer Stromstärke von 350A und einer Stöchiometrie von 2 ein Leistungsverlust von 500W. Bei einer vergleichbaren Rezirkulationsrate von 0,2 sind es hingegen 247W. Eine direkte Gegenüberstellung der Leistungsverluste ist in der Diskussion der Ergebnisse zu finden (Abschnitt 6.1.5).

Theoretisch ist die Ausgangssauerstoffkonzentration unabhängig von der Stromstärke. In beiden Abbildungen ist allerdings ersichtlich, dass zu geringeren Stromstärken auch die Sauerstoffkonzentration abnimmt. Besonders beim Betrieb mit partieller Rezirkulation ist dies der Fall. Auch hier ist die weitere Sauerstoffabreicherung mit zusätzlichen Leistungsverlusten verbunden.

5.3 Versuche zur Optimierung der Betriebstemperaturen

Mit dem ersten Optimierungsansatz bzgl. der Betriebstemperatur aus Versuchsreihe 4 ergaben sich die in Abbildung 5.16 dargestellten Strom-Spannungs-Kennlinien.

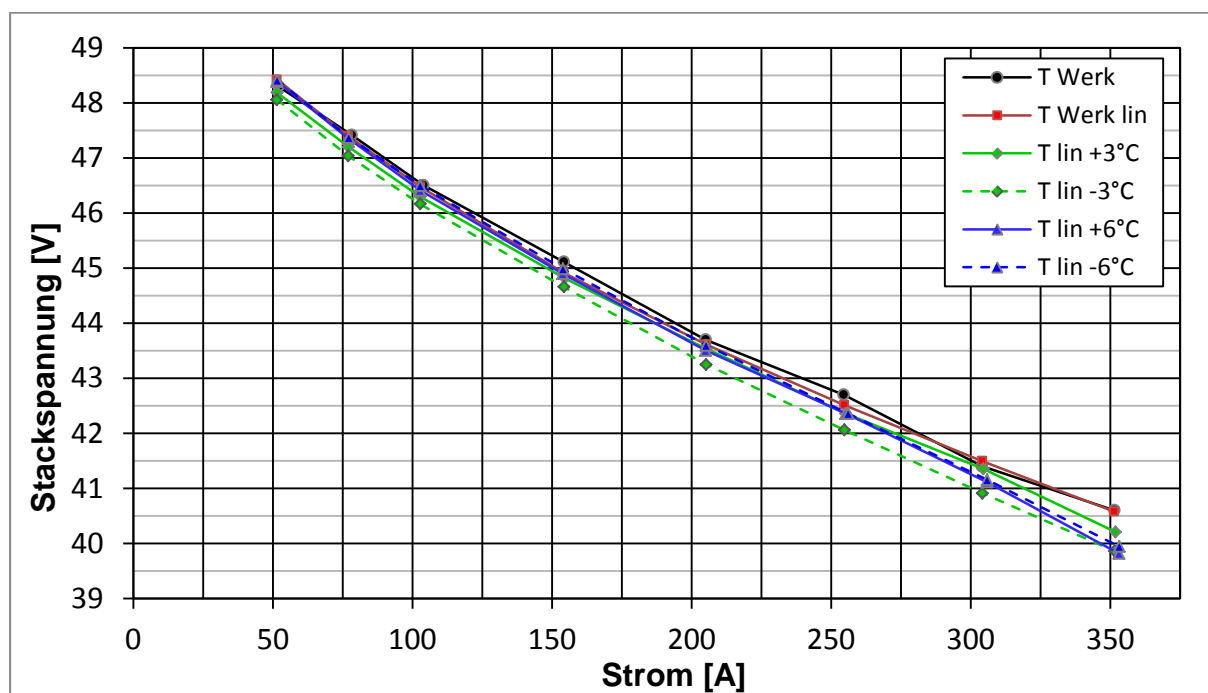


Abbildung 5.16: UI - Kennlinien der Versuchsreihen zur Optimierung der Betriebstemperatur (ΔT)

In dem Diagramm ist zu erkennen, dass mit den von dem Hersteller vorgegebenen Betriebstemperaturen sowie deren linearisierte Form (vgl. Abschnitt 3.4.3) mit zunehmender Stromstärke die höchsten Stackspannungen erreicht werden konnte. Mit abnehmender Stromstärke nähern sich die Stackspannungen bei Betriebstemperaturen nach Herstellervorgabe und die von $\Delta T_{BZ} = \pm 6^\circ\text{C}$ an. Die geringste Stackspannung wurde bei einer Verringerung der Betriebstemperatur um 3°C gemessen.

Mit den Ergebnissen dieser Versuchsreihe kann keine generelle Aussage darüber gemacht werden, ob die Stackspannung abhängig von der Stromstärke mit zunehmender oder abnehmender Betriebstemperatur optimiert werden kann. Daher wurde in Versuchsreihe 4 ein anderer Ansatz gewählt, um die optimalen Betriebstemperaturen zu bestimmen.

In Abbildung 5.17 sind die Strom-Spannungs-Kennlinien des zweiten Optimierungsansatzes bzgl. der Betriebstemperatur aus Versuchsreihe 5 dargestellt.

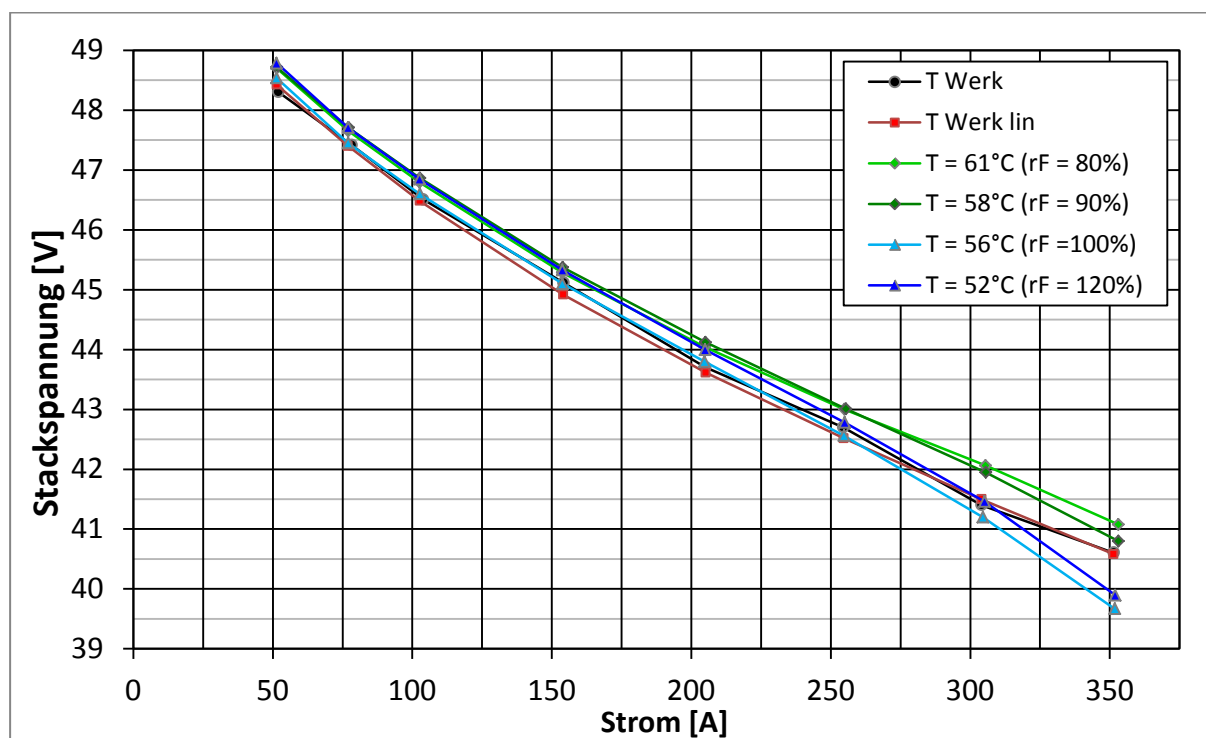


Abbildung 5.17: UI - Kennlinien der Versuchsreihen zur Optimierung der Betriebstemperatur (rF)

In dem Diagramm ist zu erkennen, dass mit zunehmender Stromstärke die höchsten Stackspannungen bei einer berechneten relativer Feuchtigkeit der Kathodenabluft von 80% erreicht werden konnte. Mit zunehmender Feuchtigkeit (100%...120%) und Stromstärke (250A...350A) ist weiterhin zu erkennen, dass die Kennlinien den ohm'schen Bereich verlassen und ein zunehmender Einfluss der Konzentrationsüberspannungen die Stackspannungen weiter senkt.

Anhand der blauen Kurve im Diagramm für $rF = 120\%$ ist ersichtlich, dass eine erhöhte Feuchtigkeit zu geringeren Stromstärken und den damit verbundenen Luftvolumenströme einen zunehmend positiven Einfluss auf die Stackspannung hat. Dieser Sachverhalt entspricht den Betriebstemperaturen nach Herstellerangaben. So ist die relative Feuchtigkeit der Kathodenluft bei kleinen Stromstärken relativ groß und nimmt mit zunehmender Stromstärke ab (vgl. Abschnitt 3.4.3). Die UI-Kennlinien in Abbildung 5.17 zeigen allerdings, dass die gemessenen Stackspannung im niedrigen Strombereich auch bei einer relativen Feuchtigkeit von 80% am höchsten sind.

Da mit einer höheren Betriebstemperatur bei $rF = 80\%$ ein höheres Temperaturniveau des Kühlmittels verbunden ist, kann eine größere Kühlleistung über einen vorhandenen Wärmetauscher abgegeben werden. Dieser kann dadurch kleiner dimensioniert werden, wodurch sich Vorteile des Gesamtwirkungsgrades des Systems ergeben. Zudem wurden bei der entsprechenden Betriebstemperatur von $T_{BZ} = 61^\circ\text{C}$ die höchsten Stackspannungen gemessen. Daher entsprechen die gewählten Betriebstemperaturen der weiteren Versuche einer relativen Feuchtigkeit von 80% am Kathodenausgang der Brennstoffzelle.

5.4 Vergleichsmessungen bei optimierter Betriebstemperatur

5.4.1 Vergleich der Zellspannungen bei abgesenkter Stöchiometrie

Um den Einfluss der optimierten Betriebstemperatur auf die Zellspannung der Brennstoffzelle im Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie zu bestimmen, sind in Abbildung 5.18 die Mittelwerte der maximalen, mittleren und minimalen Einzelzellspannung des Stacks über der Stromstärke der einzelnen Versuchspunkte aus den Testreihen 2 und 6 gegenübergestellt.

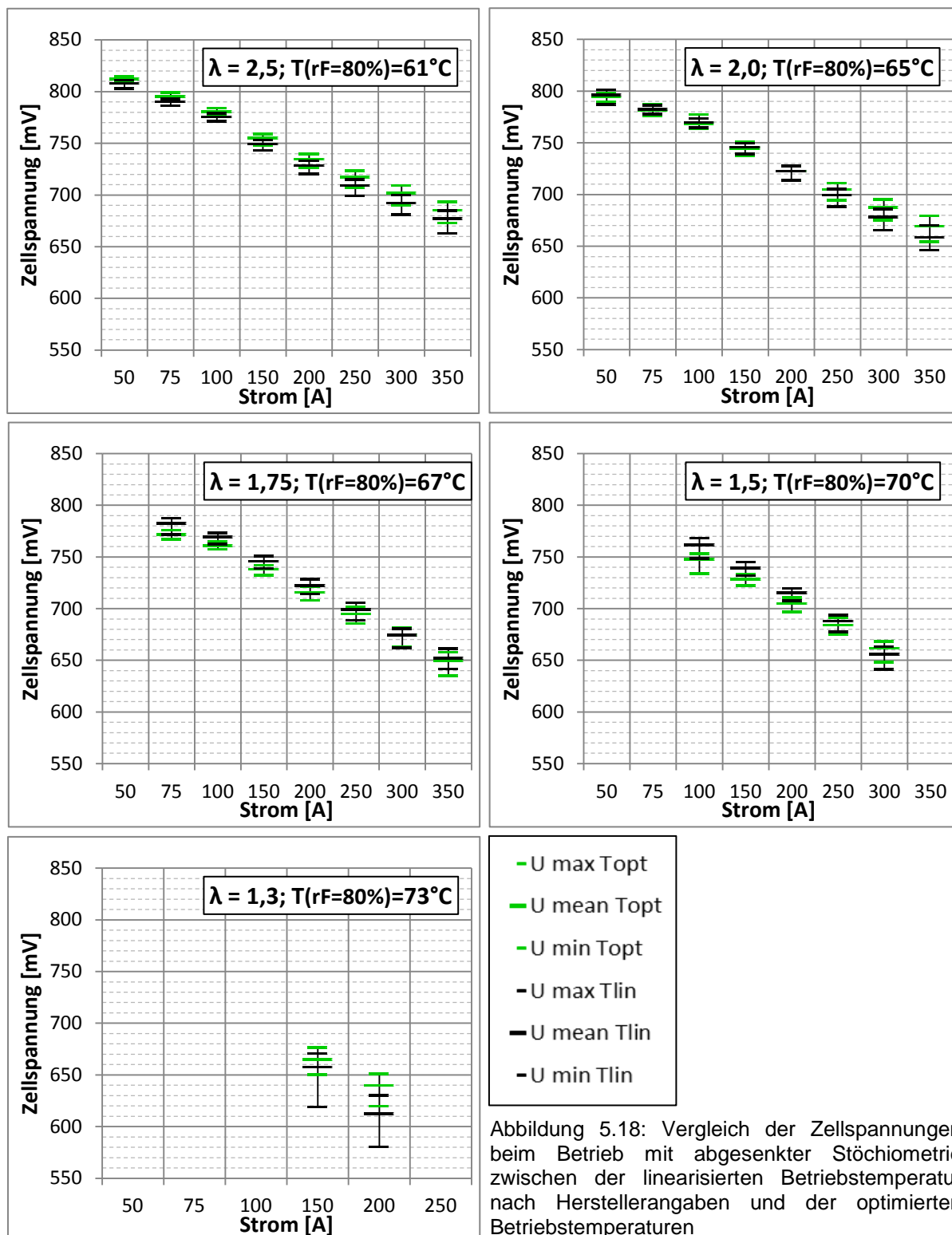


Abbildung 5.18: Vergleich der Zellspannungen beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie zwischen der linearisierten Betriebstemperatur nach Herstellerangaben und der optimierten Betriebstemperaturen

Die Graphiken zeigen, dass die Differenzen der maximalen und minimalen Zellspannungen mit zunehmender Stromstärke und beim Betrieb im Grenzbereich (z.B. $\lambda = 1,3$ & $I = 150A$) größer werden. Mit der optimierten Temperatur ist die relative Feuchtigkeit der Kathodenluft geringer als beim Betrieb mit Betriebstemperaturen nach Herstellerangabe. Eine Optimierung der Zellspannungen bleibt bei geringen Stromstärken aus. Es ist allerdings die Tendenz zu erkennen, dass mit zunehmender Stromstärke die Zellspannung durch die Anpassung der Betriebstemperatur erhöht werden kann.

So sind beispielsweise die gemessenen Zellspannungen beim Betrieb mit $\lambda = 2,0$ und optimierter Temperatur für $I = 250A \dots 350A$ größer, als die der Referenzmessungen. Auch beim Betrieb mit $\lambda = 1,3$ und optimierter Temperatur ist eine deutliche Steigerung der gemessenen Zellspannungen gegenüber den Referenzmessungen zu erkennen. Zudem wurde die Differenzen zwischen den maximalen und minimalen Zellspannungen verringert.

5.4.2 Vergleich der Zellspannungen bei partieller Rezirkulation

In Abbildung 5.19 sind die Mittelwerte der maximalen, mittleren und minimalen Einzelzellspannung des Stacks über der Stromstärke der einzelnen Versuchspunkte aus den Testreihen 3 und 7 beim Betrieb mit partieller Rezirkulation gegenübergestellt.

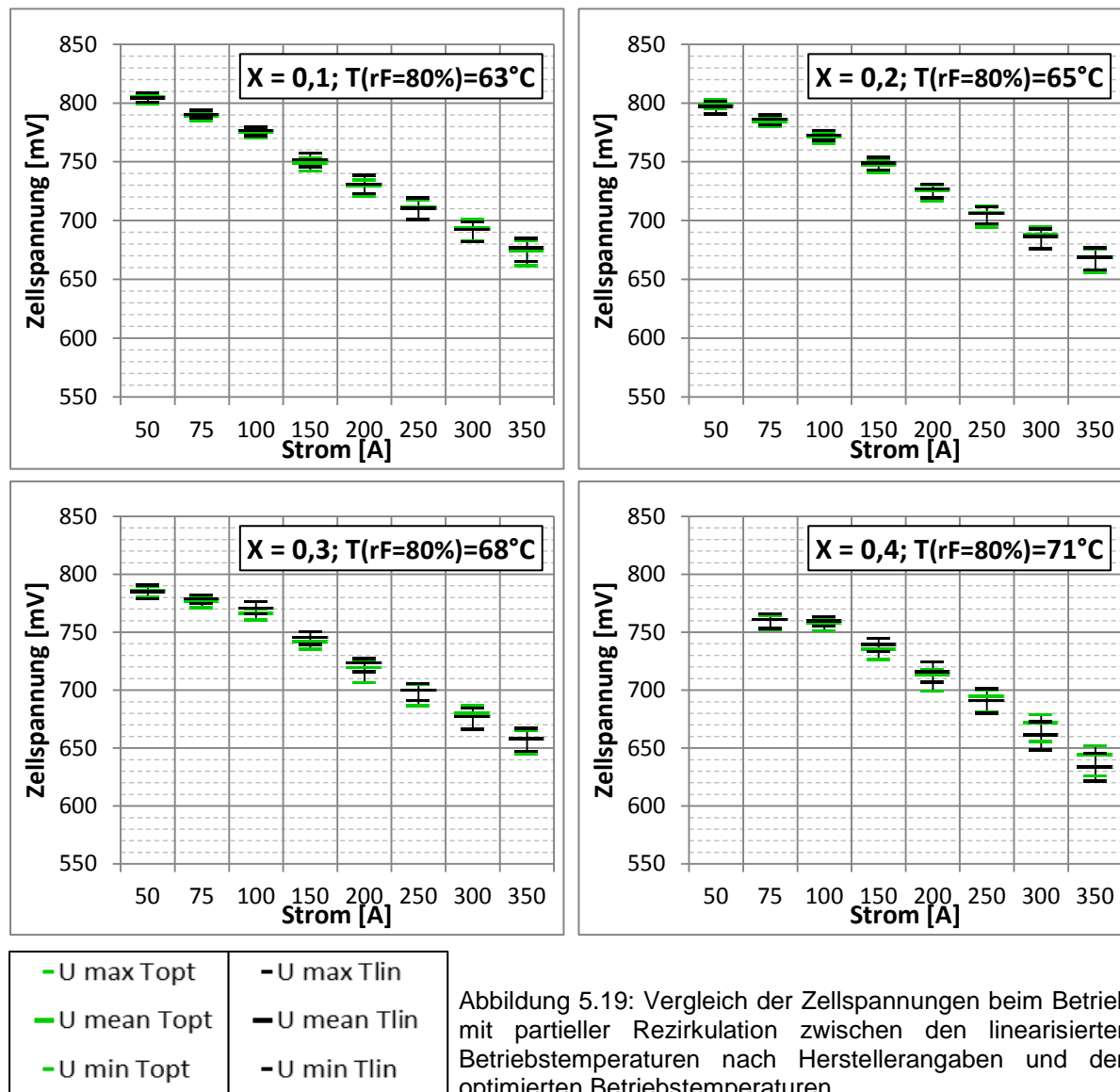


Abbildung 5.19: Vergleich der Zellspannungen beim Betrieb mit partieller Rezirkulation zwischen den linearisierten Betriebstemperaturen nach Herstellerangaben und den optimierten Betriebstemperaturen

Bei der letzten Versuchsreihe kam es zu einer Erhöhung der gemessenen Betriebstemperatur auf 78°C aufgrund eines Überschwingens der Temperaturregelung, wodurch vermutlich eine Zelle bereichsweise zu heiß und damit zerstört wurde, sodass im Rahmen dieser Arbeit keine weiteren Versuche stattgefunden haben. Aus diesem Grund können die Zellspannungen bei einer Rezirkulationsrate von $X = 0,45$ nicht verglichen werden. In den Graphiken ist zu erkennen, dass die geringere relative Feuchtigkeit aufgrund der höheren Temperaturen der Kathodenluft die Zellspannungen kaum beeinflusst, lediglich bei den Versuchen mit einer Rezirkulationsrate von $X = 0,4$ ist eine ähnliche Tendenz wie bei den Versuchsreihen mit abgesenkter Stöchiometrie zu erkennen. Bei geringen Stromstärken sind hier die gemessenen Zellspannungen bei optimierter Temperatur geringer als die der Referenzmessungen. Mit zunehmender Stromstärke wurden auch hier höhere Zellspannung bei optimierter Temperatur im Vergleich zu den Referenzmessungen erreicht.

5.4.3 Vergleich der Zellspannungsdifferenzen

Mit Hilfe der Differenzen zwischen den gemessenen Maximal- und Minimalwerten der Einzelzellspannungen kann eine Aussage darüber getroffen werden, wie gleichmäßig die Medienverteilung in der Brennstoffzelle ist. Variiert beispielsweise die Feuchtigkeit oder der Sauerstoffpartialdruck in dem Stack, hat dies unmittelbaren Einfluss auf die Einzelzellspannungen (vgl. Abschnitt 2.2.3 & 2.4.3).

In Abbildung 5.12 sind die Zellspannungsdifferenzen zwischen den maximalen und minimalen Einzelzellspannung des Stacks über der Stromstärke der einzelnen Versuchspunkte aus den Testreihen 2,3, 6 und 7 für die nach Abschnitt 5.2.3 vergleichbaren Versuchspunkte dargestellt.

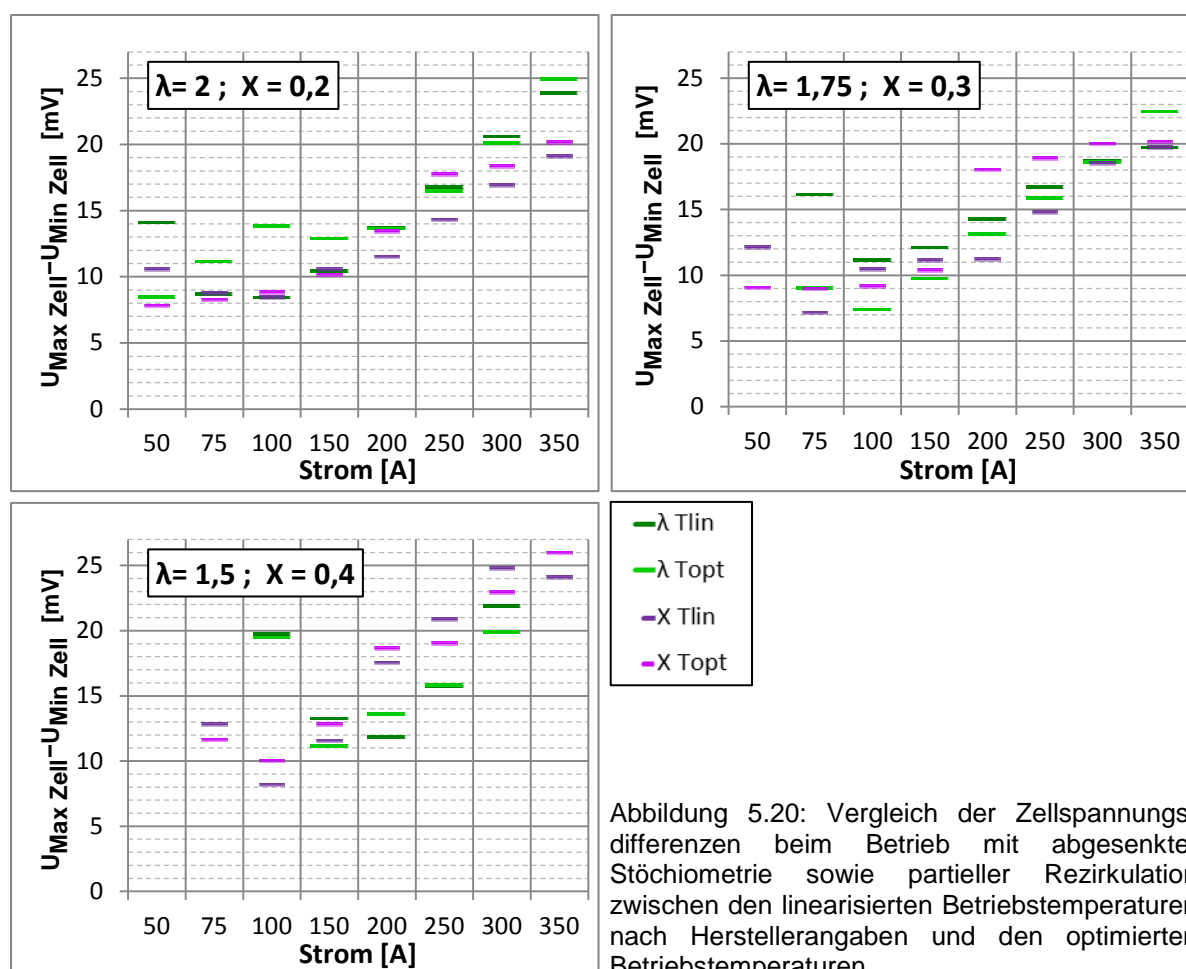


Abbildung 5.20: Vergleich der Zellspannungsdifferenzen beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie sowie partieller Rezirkulation zwischen den linearisierten Betriebstemperaturen nach Herstellerangaben und den optimierten Betriebstemperaturen

In den Graphiken ist zu erkennen, dass die Zellspannungsdifferenz mit zunehmendem Volumenstrom, bedingt durch die Stromstärke größer wird. Beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie wurden die Zellspannungen mit kleineren Stromstärken zunehmend instabiler, wodurch die Zellspannungsdifferenz teilweise größer ist, als bei den vergleichbaren Versuchen beim Betrieb mit partieller Rezirkulation.

Bei den beiden Versuchspunkten ($\lambda=2$ bei $I=50\text{A}$ und $\lambda=1,75$ bei $I=75\text{A}$) im Grenzbereich des System ist eine geringere Zellspannungsdifferenz mit den optimierten Betriebstemperaturen verbunden. Bei den weiteren Versuchspunkten, sind die Zellspannungsdifferenzen bei den optimierten Betriebstemperaturen hingegen überwiegend größer als die der Referenzmessungen.

5.4.4 Vergleich der Leistungsverluste

Um den Einfluss der Betriebstemperatur auf die Leistung bzw. Leistungsverluste der Brennstoffzelle zu zeigen, sind in den oberen beiden der folgenden Tabellen in der linken Spalte die Stackleistungen beim Betrieb mit optimierten sowie den linearisierten Temperaturen nach Herstellerangaben aufgeführt. Die weiteren Spalten zeigen die Leistungsdifferenzen, die sich gegenüber dem offenen Betrieb der Brennstoffzelle einstellen, wenn die Stöchiometrie abgesenkt wird. Die untere Tabelle zeigt die jeweiligen Leistungsdifferenzen die sich beim Betrieb mit optimierter Temperatur gegenüber dem Betrieb mit den linearisierten Temperaturen nach Herstellerangaben ergeben.

T BZ = Tlin					
Strom [A]	P ($\lambda=2,5$) [kW]	ΔP ($\lambda=2,0$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,75$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,5$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,3$) [kW]
50	2,497	-0,043			
75	3,662	-0,054	-0,039		
100	4,785	-0,049	-0,041	-0,095	
150	6,945	-0,071	-0,063	-0,121	
200	8,999	-0,135	-0,117	-0,210	
250	10,911	-0,222	-0,179	-0,360	-0,844
300	12,751	-0,330	-0,390	-0,729	-1,526
350	14,403	-0,501	-0,597		

T BZ = Topt (alle ΔP bezogen auf den Betrieb mit Topt)					
Strom [A]	P ($\lambda=2,5$) [kW]	ΔP ($\lambda=2,0$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,75$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,5$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,3$) [kW]
50	2,504	-0,150			
75	3,673	-0,156	-0,199		
100	4,804	-0,168	-0,213	-0,294	
150	6,968	-0,185	-0,257	-0,349	
200	9,024	-0,230	-0,344	-0,480	
250	10,963	-0,271	-0,436	-0,606	-0,898
300	12,852	-0,342	-0,623	-0,869	-1,270
350	14,503	-0,404	-0,881		

T BZ = Topt (alle ΔP bezogen auf den Betrieb mit Tlin)					
Strom [A]	ΔP ($\lambda=2,5$) [kW]	ΔP ($\lambda=2,0$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,75$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,5$) [kW]	ΔP ($\lambda=1,3$) [kW]
50	0,008	-0,100			
75	0,011	-0,091	-0,149		
100	0,019	-0,100	-0,152	-0,180	
150	0,023	-0,092	-0,171	-0,204	
200	0,025	-0,070	-0,201	-0,245	
250	0,052	0,003	-0,205	-0,193	-0,001
300	0,101	0,089	-0,132	-0,040	0,358
350	0,100	0,196	-0,185		

Tabelle 5.12: Vergleich der Leistungsverluste beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie

In den Tabellen ist zu erkennen, dass die Leistungsverluste mit steigender Stromstärke und abnehmender Stöchiometrie zunehmen. So kommt es bei dem Versuchspunkt ($\lambda = 1,3$; $I = 300\text{A}$; T_{lin}) zu einem maximal gemessenen Leistungsverlust von 1,526kW. Bei diesem Versuchspunkt hat die optimierte Betriebstemperatur einen positiven Einfluss auf die Systemleistung. Neben der Versuchsreihe mit $\lambda = 2,5$, auf der die optimierten Temperaturen basieren, zeigt sich dieser Leistungssteigernde Einfluss lediglich bei den Versuchspunkten ($\lambda = 2,0$; $I = 250\text{A}, 300\text{A}, 350\text{A}$).

Die folgenden Tabellen zeigen die entsprechenden Leistungsverluste /-differenzen, die beim Betrieb mit partieller Rezirkulation gemessen wurden.

T BZ = T _{lin}					
Strom [A]	P (X=0) [kW]	ΔP (X=0,1) [kW]	ΔP (X=0,2) [kW]	ΔP (X=0,3) [kW]	ΔP (X=0,4) [kW]
50	2,497	-0,014	-0,038	-0,076	-0,080
75	3,662	-0,007	-0,028	-0,066	-0,144
100	4,785	-0,006	-0,029	-0,038	-0,105
150	6,945	-0,009	-0,036	-0,071	-0,123
200	8,999	-0,017	-0,068	-0,113	-0,206
250	10,911	-0,038	-0,111	-0,220	-0,355
300	12,751	-0,064	-0,172	-0,370	-0,638
350	14,403	-0,081	-0,248	-0,500	-0,996

T BZ = T _{opt} (alle ΔP bezogen auf den Betrieb mit T _{opt})					
Strom [A]	P (X=0) [kW]	ΔP (X=0,1) [kW]	ΔP (X=0,2) [kW]	ΔP (X=0,3) [kW]	ΔP (X=0,4) [kW]
50	2,504	-0,021	-0,044	-0,083	
75	3,673	-0,027	-0,049	-0,087	-0,159
100	4,804	-0,031	-0,060	-0,088	-0,142
150	6,968	-0,060	-0,080	-0,132	-0,194
200	9,024	-0,060	-0,117	-0,198	-0,306
250	10,963	-0,085	-0,171	-0,271	-0,366
300	12,852	-0,155	-0,258	-0,405	-0,602
350	14,503	-0,251	-0,369	-0,580	-0,926

T BZ = T _{opt} (alle ΔP bezogen auf den Betrieb mit T _{lin})					
Strom [A]	ΔP (X=0) [kW]	ΔP (X=0,1) [kW]	ΔP (X=0,2) [kW]	ΔP (X=0,3) [kW]	ΔP (X=0,4) [kW]
50	0,008	0,001	0,002	0,001	
75	0,011	-0,008	-0,010	-0,010	-0,004
100	0,019	-0,006	-0,012	-0,031	-0,018
150	0,023	-0,028	-0,022	-0,038	-0,049
200	0,025	-0,017	-0,023	-0,059	-0,075
250	0,052	0,005	-0,007	0,001	0,041
300	0,101	0,010	0,015	0,066	0,137
350	0,100	-0,070	-0,022	0,019	0,169

Tabelle 5.13: Vergleich der Leistungsverluste beim Betrieb mit partieller Rezirkulation

Beim Vergleich der Tabellen 5.12 & 5.13 ist ersichtlich, dass die Leistungsverluste beim Betrieb mit partieller Rezirkulation geringer sind, als bei abgesenkter Stöchiometrie (Analog zu Abschnitt 5.2.4). Zudem sind auch hier die Leistungsdifferenzen beim Betrieb mit T_{opt} & T_{lin} geringer als die vergleichbaren Spannungsdifferenzen bei abgesenkter Stöchiometrie.

Beim Betrieb mit optimierter Temperatur und partieller Rezirkulation ergeben sich mit zunehmender Rezirkulationsrate und Stromstärke, Vorteile gegenüber dem Betrieb mit Temperaturen nach Werkvorgabe. Überwiegend konnte die Leistung der Brennstoffzelle jedoch auch hier nicht vergrößert werden.

6 Diskussion der Ergebnisse

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse der Versuche diskutiert. Zudem werden die Einflüsse der Mess- und Regelungstechnik auf die Versuchsergebnisse beschrieben. In diesem Zusammenhang werden zudem die Ursachen der Abweichungen zwischen den Messwerten und den berechneten Werten des Modells näher betrachtet.

6.1 Referenzmessungen

6.1.1 Modellvalidierung

Bei den berechneten Werten des Modells kam es zu Abweichungen gegenüber den Messwerten. Das Modell ist eine Abbildung der Realität, bei der nicht alle Einflüsse betrachtet werden können. So wurden für die Berechnungen in dem Modell vereinfachende Annahmen getroffen (vgl. Abschnitt 3.2). Aufgrund der begrenzten Genauigkeit der Messtechnik stimmen die gemessenen Werte zudem nicht exakt mit der Realität überein. Für größere Abweichungen zwischen den Werten ist diese Begründung allerdings nicht ausreichend. Daher werden die Ursachen der Abweichungen im Folgenden näher betrachtet.

Betriebsdrücke

Aufgrund der Modelloptimierung bzgl. der Betriebsdrücke (vgl. Tabelle 5.3 & 5.4) sind die Abweichungen zwischen den Mess- und Rechenwerten relativ gering. Es sind jedoch Zusammenhänge zwischen den jeweiligen Betriebspunkten und den Abweichungen zu erkennen. So vergrößern sich die Abweichungen mit zunehmendem Volumenstrom. Dabei sind die berechneten Werte am Ausgang des Mischventils überwiegend größer als die Messwerte. Am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle sind die berechneten Werte hingegen überwiegend negativ. Dies lässt darauf schließen, dass die erzeugten Druckdifferenzen des Blowers in Abhängigkeit vom Volumenstrom etwas größer sind als in den Berechnungen.

Bei der Berechnung mit dem Modell werden die Druckverläufe in Abhängigkeit von den berechneten Volumenströmen bestimmt (vgl. Abschnitt 5.1.1). Die Rezirkulationsrate sowie der Einfluss der Ventilstellung gehen nicht in die Berechnungen mit ein. Der Druckverlust des Mischventils variiert allerdings mit dessen Stellung. So ist der Druckverlust bei Rezirkulationsraten von $X = 0,4$ und $X = 0,45$ geringer, als bei kleineren Werten für X . Am Ausgang des Mischventils besteht bei einer Rezirkulationsrate von $X = 0,45$ und einem Strom von $I = 350A$ die größte Abweichungen zwischen Mess- und Rechenwert mit $\Delta p = -40,1hPa$.

Der Einfluss dieser Abweichung auf die weitere rechnerische Bestimmung der Luftkondition ist allerdings recht gering. Die Ergebnisse der theoretischen Analyse (Abschnitt 3.4.4) zeigen, dass selbst eine Druckänderung von $\Delta p = 100hPa$ die relative Feuchtigkeit der Luft lediglich um ca. 3% (absolut) verändert. Weiterhin ändert sich zwar der Sauerstoffpartialdruck mit der Druckänderung, der Stoffmengenanteil des Sauerstoffes wird hingegen nicht verändert. Die Temperatur ist direkt mit einer Änderung des Druckes verbunden (vgl. Abschnitt 5.1.2) am Ausgang des Mischventils wird die Temperatur jedoch unabhängig vom Druck mit Hilfe der Modelloptimierung bestimmt. Ebenso unabhängig vom Druck ist die berechnete Temperatur der Kathodenabluft der Brennstoffzelle. Am Eingang der Brennstoffzelle wird die Temperatur hingegen in Abhängigkeit vom Betriebsdruck berechnet. Hier beträgt die größte Abweichungen zwischen Mess- und Rechenwert $\Delta p = -14,1hPa$. Dies hat nach Gleichung 5.1 eine Temperaturänderung von ca. $\Delta T = -1,2^\circ C$ zur Folge. Bei einer weiteren Optimierung des Modells bzgl. der Betriebstemperaturen unabhängig von den Betriebsdrücken, müssen die in dem Modell hinterlegten Druckverläufe also nicht weiter angepasst werden.

Betriebstemperaturen

Auch bei den Betriebstemperaturen (vgl. Tabelle 5.5 & 5.6) sind Zusammenhänge zwischen den verschiedenen Betriebspunkten und den rechnerischen Abweichungen von den Messwerten zu erkennen.

So sind die berechneten Temperaturen am Ausgang des Mischventils im offenen Betrieb überwiegend um $0K \dots 2,2K$ über den gemessenen Werten. Die berechneten Werte entsprechen ungefähr den gemessenen Umgebungstemperaturen, da sich vor der Brennstoffzelle im offenen Betrieb die Enthalpie der Luft nicht ändert. Es muss allerdings bedacht werden, dass die Umgebungstemperatur am Lufteinlass des Teststands in ca. 1,70m Höhe gemessen wird und die Temperatur am Ausgang des Mischventils in Bodennähe (vgl. Abbildung F.4). Bei dieser Höhendifferenz variierte die Umgebungstemperatur des Teststands bei manchen Messungen um bis zu $10K$. Zudem wird in den Berechnungen der Mittelwert der gemessenen Umgebungstemperaturen verwendet, die wiederum beim Betrieb des Teststands durch die abgegebene Wärme der Brennstoffzelle durchschnittlich um $2K \dots 3K$ variierte

Im offenen Betrieb sind die berechneten Temperaturen am kathodenseitigen Eingang der Brennstoffzelle mit $1,4K \dots -4,5K$ überwiegend geringer als die Messwerte (vgl. Tabelle 5.5). Dabei vergrößern sich die Abweichungen mit zunehmendem Volumenstrom. Die Temperatur berechnet sich hier mit Hilfe der Gleichung für isentrope Zustandsänderung (Gleichung 5.1) in Abhängigkeit der Betriebsdrücke und der berechneten Temperatur am Ausgang des Mischventils. So pflanzen sich die Abweichungen der Werte bei der Temperaturberechnung weiter fort. Zudem findet neben der Luftkompression ein zusätzlicher Wärmeeintrag des Blowers aufgrund der umgesetzten Motorleistung sowie den Reibungseffekten statt.

Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation zeigen sich bei kleineren Stromstärken die gleichen Zusammenhänge zwischen Betriebspunkten und Abweichungen der Temperatur wie bei offenem Betrieb (vgl. Tabelle 5.6). Mit zunehmender Rezirkulationsrate und Volumenstrom nehmen die Abweichungen jedoch zu, sodass bei einer Rezirkulationsrate von $X = 0,45$ und einer Stromstärke von $I = 350A$ am Eingang der Brennstoffzelle die Messwerte um bis zu $20,9K$ teilweise erheblich geringer sind als die berechneten Werte. In den Berechnungen wird der stationäre Betrieb betrachtet. Bei hohen Rezirkulationsraten sowie Strömen vergrößerte sich jedoch der Einfluss der Mess- und Regelungstechnik auf die Luftkondition und die Volumenströme, wie im nächsten Abschnitt näher beschrieben wird. Bei der Auswertung werden diese Einflüsse durch die Bildung von Mittelwerten zwar verringert, es verbleiben jedoch Abweichungen.

Bei den Modellberechnungen wird zunächst die Temperatur der rezirkulierten Abluft am Eingang des Mischventils in Abhängigkeit von dem Volumenstrom bestimmt. Die Rezirkulationsrate wird nur annähernd und indirekt berücksichtigt, indem eine Regressionsfunktion der gemessenen Mittelwerte für die Temperaturdifferenzen bestimmt wurde (vgl. Abschnitt 5.1.2). Dieser Fehler pflanzt sich wie oben beschrieben bei der weiteren Berechnung fort. Hinzu kommt, dass bei der Berechnung der Kathodenluft am Brennstoffzelleneingang weiterhin von adiabaten Bedingungen ausgegangen wird. Die Rohrleitungen sind jedoch nicht isoliert, sodass es zu Wärmeverlusten kommt, die proportional zu der Wärmedifferenz zwischen der Rohrinneenseite und der Umgebung sind (vgl. Anhang H).

Es bietet sich daher an, auf Basis der Versuchsergebnisse der Referenzmessungen weitere Modelloptimierungen bzgl. der Temperatur am Ausgang des Mischventils sowie dem Brennstoffzelleneingang durchzuführen.

Relative Feuchtigkeit

Im offenen Betrieb der Brennstoffzelle stimmen die berechneten Werte der relativen Feuchtigkeit am Kathodeneingang der Brennstoffzelle gut mit den Messwerten überein (vgl. Tabelle 5.7 & 5.8). So kommt es hier zu absoluten Abweichungen zwischen $\Delta rf = -2,5\% \dots 2,9\%$.

Wie schon die theoretische Analyse zeigt (Abschnitt 3.4), hat die kathodenseitige Stöchiometrie nur einen geringen Einfluss auf die relative Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle. Sie hängt unmittelbar von der Feuchtigkeit der Umgebungsluft sowie den Temperaturen im Kathodenstrang ab. Wie weiter oben in diesem Abschnitt beschrieben ist, hat der Betriebsdruck dabei nur einen relativ geringen Einfluss.

Zwischen Temperatur und relativer Feuchtigkeit besteht über die Magnusformel (Gl. 2.67) ein exponentieller Zusammenhang. Aus diesem Grund sind die Ursachen der Abweichungen bzgl. der relativen Feuchtigkeit hauptsächlich auf die Abweichungen der Temperaturen zurückzuführen.

Mit Hilfe einer weiteren Temperaturanpassung im Modell lassen sich somit auch die Abweichungen der relativen Feuchtigkeit am Eingang der Brennstoffzelle verringern.

Sauerstoffkonzentration

Beim Vergleich der gemessenen Sauerstoffkonzentrationen mit den berechneten Werten (vgl. Tabelle 5.9 & 5.10) fällt zunächst auf, dass die gemessenen Werte des optischen Sauerstoffsensors mit zunehmenden Volumenströmen und geringeren Rezirkulationsraten größer sind, als die berechneten Werte. Zudem sind diese Messwerte größer als die Messwerte der Gasanalyse.

Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation wird der Kondensator am Kathodenausgang der Brennstoffzelle nicht für die Kühlung des Abgases verwendet. In den nichtisolierten Rohrleitungen kommt es dennoch zu gewissen Wärmeverlusten der Abluft, sodass es auch ohne Kondensator zur Kondensation kommen kann. Damit ist ein geringerer Wasserdampfpartialdruck und ein größerer Sauerstoffpartialdruck der Abluft verbunden. Dies erklärt, dass die gemessene Sauerstoffkonzentration etwas größer ist, als die berechnete, die sich auf die Ausgangstemperatur der Brennstoffzelle bezieht.

Die Kondensationstemperatur der Gasanalyse beträgt 5°C . Dabei müsste der Sauerstoffpartialdruck bzw. die Sauerstoffkonzentration größer sein, als der Messwert des optischen Sensors. Dies lässt die Vermutung zu, dass sich auf dem optischen Sensorkopf Kondensat gebildet hat und es aus diesem Grund zu Messabweichungen gekommen ist.

Bei den übrigen Messwerten stellt sich hingegen ein gegensätzlicher Offset zwischen Mess- und Rechenwerten ein. So liegen die berechneten Werte der Sauerstoffkonzentrationen stets über den Messwerten. Dabei nehmen die Abweichungen zu geringeren Stöchiometrien/ Volumenströmen sowie größeren Rezirkulationsraten zu. Die Einflüsse dieses Offsets sind auch in den anderen Versuchsergebnissen erkennbar. Daher wird dieser Sachverhalt im Folgenden etwas näher betrachtet.

6.1.2 Bestimmung der wahren Stöchiometrie

Um den Ursachen auf den Grund zu gehen, die für die Abweichungen zwischen den gemessenen und berechneten Sauerstoffkonzentrationen verantwortlich sind, wurde bei der Versuchsauswertung von Versuchsreihe 2.1 die wahre Stöchiometrie auf Basis der Messwerte bestimmt. Die Herleitungen der dazugehörigen Berechnungen sind dieser Arbeit in Anhang K beigelegt.

Für einen Vergleich wird zunächst die wahre Stöchiometrie aus den vorgegebenen sowie gemessenen Luftvolumenströmen und dem Sauerstoffverbrauch aufgrund des erzeugten elektrischen Stroms nach Gleichung 6.1 berechnet.

$$\lambda_{real} = \frac{\frac{p_0 \cdot \dot{V}}{R_m \cdot T_0} \cdot x_{O_2, Kathode\ ein}}{\frac{I \cdot Z}{4 \cdot F}} \quad [6.1]$$

Für die Berechnung der Stöchiometrie über die gemessene Sauerstoffkonzentration der Gasanalyse kann weiterhin Gleichung 6.2 verwendet werden.

$$\lambda_{real} = \frac{x_{N_2 aus} \cdot x_{O_2 ein}}{x_{O_2 ein} \cdot x_{N_2 aus} - x_{N_2 ein} \cdot x_{O_2 aus}} \quad [6.2]$$

In Abbildung 6.1 sind die so berechneten Stöchiometrien zusammengefasst. Dabei entspricht die schwarze Linie dem eingestellten sowie angezeigten Wert.

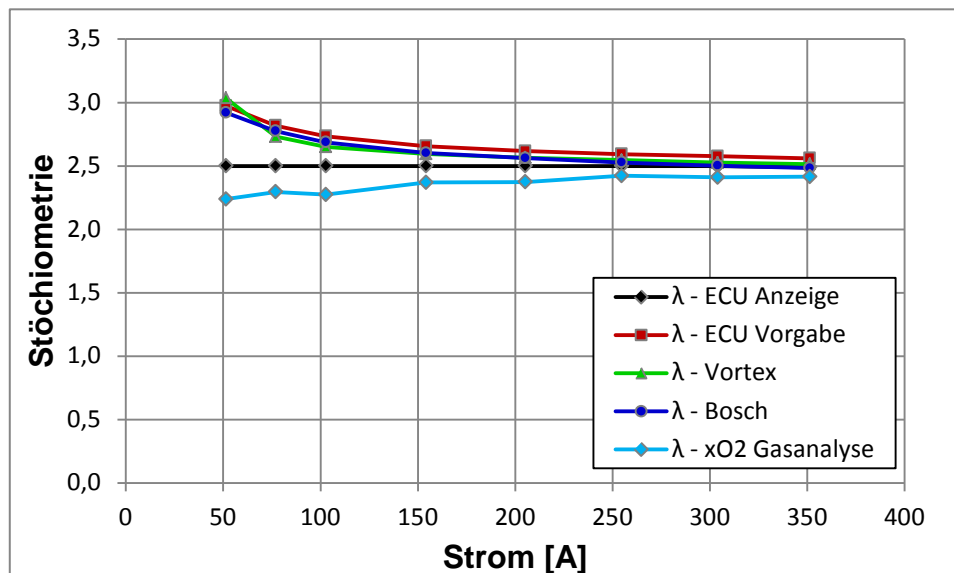


Abbildung 6.1: Wahre Stöchiometrie bei offenem Betrieb und $\lambda=2,5$ als Vorgabe

Es ist zu erkennen, dass die interne Steuerung der Brennstoffzelle bei geringeren Stromstärken eine zunehmend höhere Stöchiometrie fordert, als eingestellt ist. Dies widerspricht allerdings nicht der berechneten Stöchiometrie aus dem Messwert der Gasanalyse.

Die berechneten Werte aus den vorgegebenen sowie gemessenen Volumenströmen liegen dicht beieinander, sodass die Ursache der Abweichungen vor der Messdatenerfassung zu finden ist. Der Volumenstrom im Kathodenstrang wird auf den Messwert des Vortex – Sensors geregelt. Dabei entspricht der Vorgabewert den Standardbedingungen¹ und der Messwert dem realen Volumenstrom. Es findet daher eine Umrechnung nach Gleichung 6.3 auf Basis der idealen Gasgleichung (Gleichung 2.62) vor der Messdatenerfassung statt.

$$V^0 = \frac{T^0 \cdot \dot{V}_{Mess} \cdot p_{Mess}}{p^0 \cdot T_{Mess}} \quad [6.3]$$

¹ Standardbedingungen: $T^0 = 273,15K = 0^\circ C$, $p^0 = 1013,25\text{ hPa}$; Index 0

Für diese Umrechnung werden wiederum Messdaten des Druckes sowie der Temperatur verwendet, die sich nicht direkt an, sondern vor der Messstelle des Vortex – Sensors befinden. Dies liegt daran, dass vor dem Sensor eine Einlaufstrecke sowie ein Strömungsgleichrichter integriert sind. Die Rohrleitungen sind nicht isoliert, sodass die gemessene Temperatur für die Umrechnung größer ist, als die tatsächliche Temperatur am Vortex – Sensor. Es wird somit ein kleinerer Volumenstrom berechnet, als er in Wirklichkeit vorliegt. Die Abweichungen zwischen den berechneten Stöchiometrien nach den Gleichungen 6.1 & 6.2 werden dadurch weiter vergrößert. Der Abstand des Drucksensors für die Umrechnung des Volumenstroms zu dem Vortex – Sensor entspricht dem des Temperatursensors. Der Druckverlust zwischen dem Drucksensor am Ausgang des Blowers und dem am Eingang der Brennstoffzelle beträgt maximal *9mbar* (vgl. Abbildung 5.3). Er ist damit kleiner als der Messfehler des Drucksensors (vgl. Tabelle 4.2). Wie in Gleichung 6.1 und 6.3 zu erkennen ist, werden relativ viele Konstanten und Messwerte für die Berechnung der Stöchiometrie bzw. des Volumenstroms verwendet. Es entsteht dabei eine Verkettung von Messfehlern, die sich unmittelbar auf die Sauerstoffkonzentration am Kathodenausgang der Brennstoffzelle auswirken. Es ist zudem auffällig, dass die Abweichungen zwischen den berechneten Stöchiometrien nach den Gleichungen 6.1 & 6.2 bei geringeren Stromstärken größer sind, als bei größeren Stromstärken. Mit kleineren Stromstärken sind geringere Betriebsdrücke, Betriebstemperaturen und Volumenströme verbunden. Daher kann es sein, dass der Einfluss der Messfehler, die sich auf den Endwert der Messbereiche beziehen, zunimmt und dadurch die größeren Abweichungen zustande kommen. Bei einer näheren Fehlerbetrachtung im Anschluss an diese Arbeit sollte dieser Sachverhalt weiter betrachtet werden. Dabei sollte auch die Messgenauigkeit des systeminternen Stromsensors berücksichtigt werden, da die wahre Stöchiometrie auch von der erzeugten Stromstärke abhängt (vgl. Gleichung 6.1)

Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation kommt weiterhin der Messfehler des Bosch-Massenstrommessers hinzu, der mit Hilfe des Vortex – Sensors kalibriert wurde (vgl. Abschnitt 4.4.2). Die Rezirkulationsrate wird über die Messwerte der Volumenströme entsprechend Gleichung 6.4 berechnet und ist damit direkt von ihnen abhängig.

$$X = 1 - \frac{\dot{V}_{amb\ ein\ (Bosch)}}{\dot{V}_{BZ\ ein\ (Vortex)}} \quad [6.4]$$

Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation entspricht der Volumenstrom am Eingang der Brennstoffzelle einer Stöchiometrie von $\lambda = 2,5$, sodass sich der Umrechnungsfehler des Vortex – Sensors überwiegend auf den Eingangsvolumenstrom der Brennstoffzelle bei geringen Stromstärken auswirkt. Mit zunehmender Rezirkulationsrate verringert sich der Volumenstrom der zugeführten Umgebungsluft. Da nun der Bosch – Sensor auf den Vortex – Sensor kalibriert wurde, ist davon auszugehen, dass der umgerechnete Messwert des Bosch – Sensors bei geringeren Volumenströmen aus der Umgebung auch etwas kleiner ist als in Wirklichkeit. Demnach vergrößert sich der Fehler des umgerechneten Volumenstroms des Bosch – Sensors mit zunehmender Rezirkulationsrate. Beim Betrachten von Gleichung 6.4 ist ersichtlich, dass die Rezirkulationsrate größer wird, wenn der gemessene/umgerechnete Volumenstrom des Bosch – Sensors geringer ist als in Wirklichkeit. Damit kann der in Tabelle 5.9 beobachtete Sachverhalt begründet werden, dass die berechneten Sauerstoffkonzentrationen mit zunehmender Rezirkulationsrate verhältnismäßig größer werden, als die Messwerte.

6.1.3 Betriebsbereiche

Aufgrund der Ausführungen im vorherigen Abschnitt ist zu bemerken, dass die tatsächlichen Betriebsbereiche der Brennstoffzelle größer sind, als sie in Abschnitt 5.2.2 dargestellt sind. Beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie entspricht der Betriebsbereich ungefähr dem Bereich, der durch die minimal gemessene Sauerstoffkonzentration begrenzt wird (Abbildung 5.11 oben). Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation kann der Betriebsbereich von dem Bereich abweichen, der durch die minimal gemessene Sauerstoffkonzentration begrenzt wird (Abbildung 5.11 unten). Das liegt daran, dass sich das Kennfeld auf eine konstante Stöchiometrie von $\lambda = 2,5$ bezieht, die wie der obere vorherige Abschnitt zeigt etwas von der wahren Stöchiometrie abweicht.

Beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie wird die Grenze des Betriebsbereichs durch die Instabilität der minimalen Zellspannung in Verbindung mit der Sicherheitselektronik der Brennstoffzelle bestimmt. Mit einer geringeren Stöchiometrie ist ein geringerer Luftvolumenstrom in der Brennstoffzelle verbunden, sodass die Sauerstoffkonzentration am Brennstoffzelleneingang zunächst der der Umgebung entspricht. Aufgrund der elektrochemischen Reaktion in der Brennstoffzelle wird der Sauerstoff umgesetzt, sodass die Sauerstoffkonzentration beim durchströmen der Brennstoffzelle immer weiter abnimmt.

Mit geringen Volumenströmen, bedingt durch eine geringe Stöchiometrie kommt es zu einer inhomogeneren Sauerstoffverteilung in der Brennstoffzelle, sodass es stellenweise zu einem Sauerstoffmangel an den Reaktionszonen der MEA's kommen kann, der sich direkt auf die Zellspannung auswirkt (vgl. Abschnitt 2.2.3).

Mit einer zunehmenden Stromstärke nimmt zwar der Verbrauch des Sauerstoffes zu, allerdings ist damit auch ein größerer Luftvolumenstrom in der Brennstoffzelle verbunden. Dadurch kann sich die Kathodenluft gleichmäßiger zwischen den Zellen verteilen. Ebenso wird dabei der Abtransport des Produktwassers erleichtert und der Betriebsdruck erhöht, der sich nach den Ausführungen in Abschnitt 2.2.2 positiv auf die Zellspannung auswirkt.

Der Volumenstrom ist somit ein begrenzender Faktor für den Betrieb einer Brennstoffzelle. Dies erklärt, dass deren Betriebsbereich mit abnehmender Stromstärke durch zunehmend größere Stöchiometrien begrenzt werden kann. Bei großen Stromstärken kann die Stöchiometrie hingegen wesentlich weiter abgesenkt werden, sodass dabei auch eine weitere Sauerstoffabreicherung ermöglicht wird.

Im Gegensatz zum Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie entspricht der Volumenstrom beim Betrieb mit partieller Rezirkulation in dieser Arbeit einer Stöchiometrie von $\lambda = 2,5$, sodass die Vorteile eines verhältnismäßig größeren Volumenstroms genutzt werden können. Dadurch konnte besonders bei geringeren Stromstärken eine höhere Sauerstoffabreicherung der Systemabluft erreicht werden.

Mit zunehmender Stromstärke verringert sich der Vorteil der partiellen Rezirkulation bzgl. der Sauerstoffabreicherung, sodass bei einer Stromstärke von 300A, beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie weiter abgereichert werden konnte. Die Ursache dafür ist allerdings nicht die Brennstoffzelle sondern der Einfluss der integrierten Mess- und Regelungstechnik, die u.a. für die Regelung des Mischventils verwendet wird. Dieser Einfluss wird im Folgenden näher betrachtet.

6.1.4 Einfluss der Mess- und Regelungstechnik

Für die Einstellung der Mischventilregelung wurde ein fester Volumenstrom von 500 *slpm* verwendet, welcher ungefähr einer mittleren Belastung der Brennstoffzelle von $I = 200A$ bei

$\lambda = 2,5$ entspricht (vgl. Abschnitt 4.4.2). Die maximal erreichbare Rezirkulationsrate bei der Inbetriebnahme sowie den Vorversuchen lag bei ca. $X = 0,3$. Die dazugehörige Ventilstellung von maximal 40% liegt in dem linearen Bereich der Ventilkennlinie. In diesen Bereichen lassen sich trotz der relativ einfachen, linearen Regelung mit einem PID-Regler konstante Rezirkulationsraten einstellen.

Nachdem Erfahrungen beim Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation gesammelt wurden, konnten zunehmend Betriebspunkte mit größeren Rezirkulationsraten erreicht werden, wodurch sich Schwachstellen im Aufbau des Teststands sowie der Regelung herausstellten. Als Beispiel dienen hier die Versuchsergebnisse aus Testreihe 3.6, bei der die Brennstoffzelle mit einer Rezirkulationsrate von $X = 0,45$ im äußersten Grenzbereich betrieben wurde. Abbildung 6.2 zeigt in dem oberen Diagramm die gemessenen Volumenströme bei dem Versuch und in dem unteren Diagramm den daraus berechneten Ist-Wert der Rezirkulationsrate.

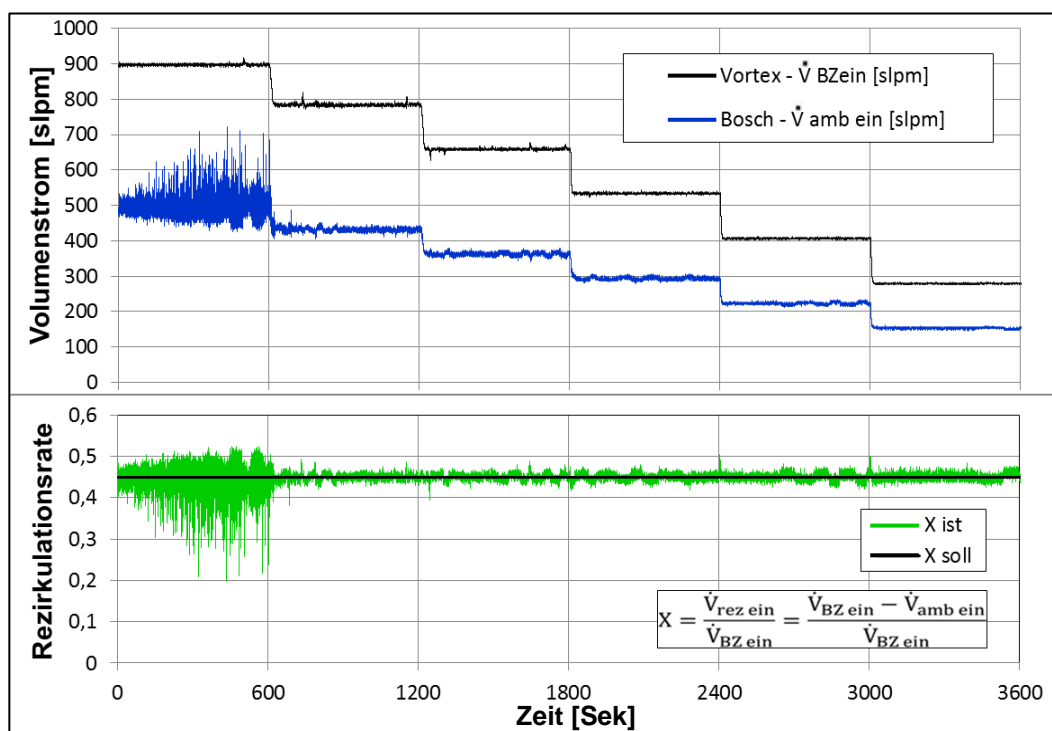


Abbildung 6.2: Volumenströme und Rezirkulationsraten in Testreihe 3.6

In den Diagrammen ist zu erkennen, dass die Messwerte des Bosch – Sensors zu Beginn der Messung stark variieren. Bei diesem Betriebspunkt entspricht der Volumenstrom einer Stromstärke von $I = 350A$. Die Ventilstellung entspricht dabei 50%...60%. Es wird vermutet, dass sich dabei Wirbel vor dem Mischventil bilden, die sich durch den geringen Abstand zum Bosch – Sensor auf dessen Messwert und damit direkt auf den berechneten Wert der Rezirkulationsrate auswirken.

Die Ventilstellungen bei dieser Testreihe waren teilweise außerhalb des linearen Bereichs der Kennlinie, für den der Regler eingestellt wurde (vgl. Abschnitt 4.4.2). So wird die vorgegebene Rezirkulationsrate im Mittel zwar erreicht, es kommt jedoch zu einer instabilen Regelung der Rezirkulationsrate und damit zu Schwingungen des Mischventils, die sich unmittelbar auf die Zellspannung auswirken. Wie die Ventilkennlinie in Abschnitt 4.4.2 zeigt, nimmt der Einfluss der Ventilstellung ab einem Wert von 40% auf das Verhältnis der

Volumenströme zu. Daher haben hier bereits geringe Änderungen der Ventilstellung einen größeren Einfluss auf die Rezirkulationsrate.

Abschnitt 3.4.2 zeigt, dass zwischen der Rezirkulationsrate und der Sauerstoffkonzentration am Eingang der Brennstoffzelle kein linearer Zusammenhang besteht. Je größer die Rezirkulationsrate ist, desto größer wird ihr Einfluss auf die Sauerstoffkonzentration. So haben bereits kleine Änderungen der Ventilstellung einen vergleichsweise großen Einfluss auf die Sauerstoffkonzentration bei hohen Rezirkulationsraten und damit auf die Zellspannung (vgl. Abschnitt 2.2.3).

Abbildung 6.4 zeigt in dem oberen Diagramm den Verlauf der Zellspannung aus Testreihe 3.6 bei einer Stromstärke von $I = 150\text{A}$. In dem unteren Diagramm sind die korrespondierenden Soll- und Ist-Werte der Ventilstellung sowie der Rezirkulationsrate dargestellt. In der Abbildung ist der Einfluss der Regelung der Rezirkulationsrate auf die Zellspannung ersichtlich. So hat eine Änderung der Ventilstellung von ca. 3% bereits eine Änderung der Zellspannung von 10mV zur Folge. Im Vergleich zu den anderen Testreihen kam es in Testreihe 3.6 zu den größten Schwingungen der Zellspannung (vgl. Anhang J).

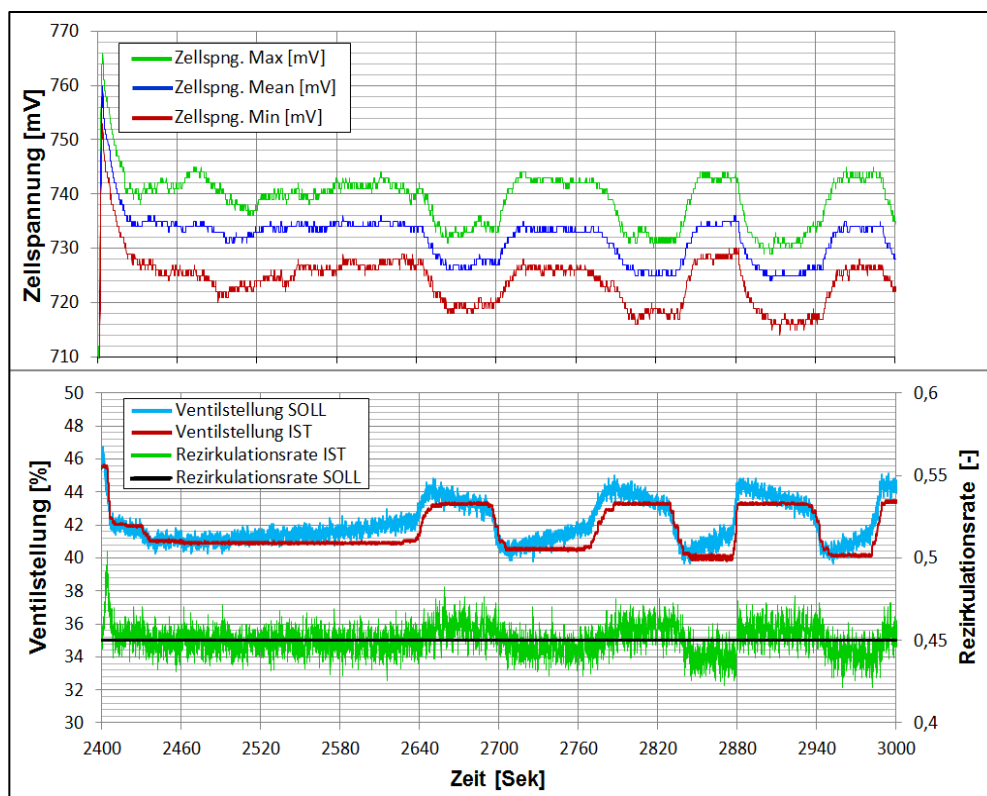


Abbildung 6.3: Einfluss der Ventilstellung auf den Zellspannungsverlauf in Testreihe 3.6 bei $I = 150\text{A}$

In Abbildung 6.4 ist zu erkennen, dass sich das Mischventil überwiegend erst dann bewegt, wenn die Stellgrößenabweichung zwischen Soll- und Ist-Wert der Ventilstellung ca. 1% beträgt. Solange eine geringere Abweichung besteht, wächst der I-Anteil des PID-Reglers. Das erkennt man daran, dass sich die Abweichung zwischen Soll- und Ist-Wert mit der Zeit vergrößert.

Durch die Aufschaltung des Ist-Wertes der Ventilstellung auf die Stellgröße (vgl. Abbildung G.3) kommt es bei diesem Messpunkt zu einer Überhöhung der Stellgröße. Dadurch wird das Mischventil etwas weiter bewegt als notwendig, um der Regelabweichung entgegen zu wirken. Danach setzt sich dieser Vorgang zur anderen Richtung fort, sodass es zum Schwingen des Mischventils kommt. Dies sollte bei der Optimierung der Regelung bzw. des

Teststandaufbaus im Anschluss an diese Arbeit berücksichtigt werden. Dafür bietet sich eine Vorsteuerung an, mit der die Aufschaltung des Ist-Wertes der Ventilstellung durch einen Lookup-Table ersetzt wird, indem vorher definierte Stellgrößen in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate hinterlegt sind.

Da die Brennstoffzelle allerdings nicht bei Rezirkulationsraten betrieben werden kann, die größer als $X = 0,5$ sind (vgl. Abschnitt 5.2.2), bietet sich vor einer Regleroptimierung an, das Mischventil umzubauen. Der Umbau kann so aussehen, dass das Ventil in die Rückführung des Kathodenstrangs eingebaut wird und nur die beiden gegenüberliegenden Öffnungen des 3-Wege-Ventils durchströmt werden. Die dritte Öffnung wird verschlossen. Somit kann eine Rezirkulationsrate von $X = 0 \dots 0,5$ eingestellt werden. Damit kann im Gegensatz zu dem Vorherigen Aufbau der gesamte Stellbereich des Mischventils verwendet werden

6.1.5 Strom-Spannungskennlinien und Leistungsverluste

Beim Vergleich der UI-Kennlinien der verschiedenen Testreihen bei Betriebstemperaturen nach Herstellerangabe fällt zunächst auf, dass die Zellspannungen nicht linear mit abnehmender Stöchiometrie bzw. zunehmender Rezirkulationsrate abnehmen (vgl. Abbildung 5.12 & 5.13). Begründet werden kann dies mit der zunehmenden Sauerstoffabreicherung, zu der auch kein linearer Zusammenhang besteht (vgl. Abschnitt 3.4.2).

Im Betrieb mit partieller Rezirkulation weichen die UI-Kennlinien bei höheren Rezirkulationsraten zunehmend von dem typischen Verlauf einer UI-Kennlinie (vgl. Abschnitt 2.2.4) ab. Dies ist an den zusätzlichen Spannungsverlusten bei geringeren Stromstärken zu erkennen (vgl. Abbildung 5.13). Analog dazu sind auch hier die Leistungsverluste etwas größer. Dies hängt mit den verringerten Volumenströmen zusammen, die bei diesen Betriebspunkten aufgrund der Umrechnungsfehler der Durchflusssensoren und der damit verbundenen Rezirkulationsrate zustande kommen (vgl. Abschnitt 6.1.2)

Die gemessenen Leistungsverluste, die sich bei den verschiedenen Betriebsweisen einstellen, sind in Abbildung 6.5 noch einmal zusammengefasst. Die Kurven, die sich farblich entsprechen, gehören zu den Testreihen, bei denen eine vergleichbare Sauerstoffabreicherung ermöglicht wird (vgl. Abschnitt 5.2.3 & 5.2.4).

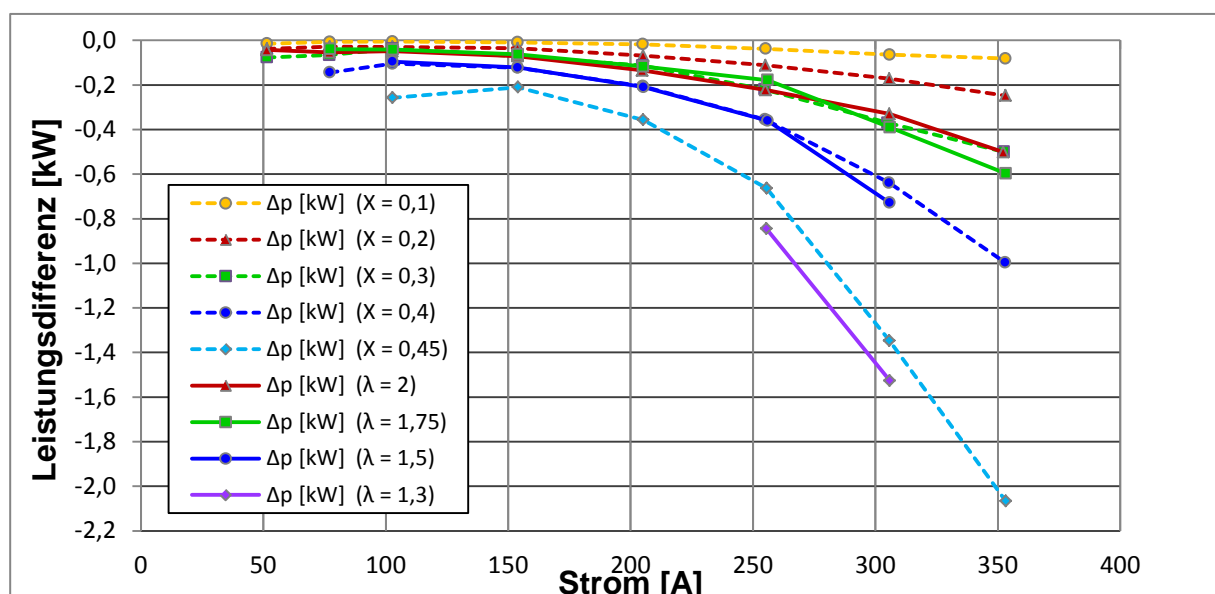


Abbildung 6.4: Leistungsverluste der Brennstoffzelle in Abhängigkeit von der Betriebsweise

Beim Vergleich der Leistungsverluste ist ersichtlich, dass sich besonders bei geringeren Rezirkulationsraten und großen Stromstärken Vorteile der partiellen Rezirkulation gegenüber dem Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie ergeben. Eine mögliche Ursache dafür könnten die höheren Volumenströme sowie der Betriebsdruck zwischen den Zellen im Vergleich zum Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie sein (vgl. Abschnitt 6.1.3). Bei höheren Stromstärken werden die erhöhten Leistungsverluste zunehmend von Massentransporteffekten aufgrund der zunehmenden Feuchtigkeit in der Brennstoffzelle beeinflusst (vgl. Abschnitt 5.3). Mit einer abgesenkten Stöchiometrie ist eine Zunahme des Wasserdampfpartialdruckes der Kathodenluft und ein geringerer Wasseraustrag aus der Brennstoffzelle verbunden (vgl. Abschnitt 3.4.3), sodass ein verringerter Volumenstrom hier kontraproduktiv sein kann. Im Vergleich dazu sind die Strömungsgeschwindigkeiten beim Betrieb mit partieller Rezirkulation größer, wodurch sich entsprechende Vorteile ergeben können.

Beim Betrieb mit partieller Rezirkulation entsteht am Eingang der Brennstoffzelle ein zusätzlicher Wassereintrag, der eine zusätzliche Befeuchtung der Zellmembranen ermöglicht. Damit kann die Protonenleitfähigkeit der Membranen erhöht und deren ohm'sche Widerstände gesenkt werden (vgl. Abschnitt 2.4.3). Mit zunehmender Rezirkulationsrate nimmt der Wassereintrag weiter zu, der Gesamtvolumenstrom ändert sich hingegen nicht. Dadurch kann es auch hier zu weiteren Massentransportproblemen aufgrund der erhöhten Feuchtigkeit in der Brennstoffzelle kommen, die dem Vorteil des erhöhten Volumenstroms bei partieller Rezirkulation entgegen wirken. Um dies zu überprüfen, sollten die Wassermengen, die beim Betrieb der Brennstoffzelle durch die anodenseitige Purgeleitung aus dem System geführt wurden im Anschluss an diese Arbeit näher untersucht werden. Beim Wassertransport in der Membran zwischen Kathoden- & Anodenseite überlagern sich die Transporteffekte des elektroosmotischen Widerstands und der Rückdiffusion (vgl. Abschnitt 2.4.3). Je größer der Konzentrationsgradient des Wassers zwischen Anoden- und Kathodenseite ist, desto mehr Wasser wird durch die Rückdiffusion des Wassers zur Anodenseite transportiert, wodurch man eine Aussage über den Feuchtegehalt auf der Kathodenseite der Brennstoffzelle machen kann.

Mit zunehmender Rezirkulationsrate bzw. abnehmender Stöchiometrie gleichen sich die Leistungsverluste in Abbildung 6.5 an. Damit überwiegt zunehmend der Einfluss der geringeren Sauerstoffkonzentration auf die Zellspannung (vgl. Abschnitt 2.2.3), sodass beispielsweise bei einer Rezirkulationsrate von $X = 0,4$ und einer korrespondierenden Stöchiometrie von $\lambda = 1,5$ vergleichbare Zellspannungsverluste auftreten.

6.2 Optimierung der Betriebstemperatur

Bezüglich der Betriebstemperaturen ist zunächst zu erwähnen, dass sie der Kühlmitteltemperatur am Ausgang der Brennstoffzelle entspricht. Das bedeutet, dass die wahre Temperatur der MEA's etwas größer ist. Weiterhin schwankte die Temperatur aufgrund der Temperaturregelung während des Betriebes der Brennstoffzelle teilweise um $1K \dots 2K$. Dies trifft allerdings auf alle Testreihen dieser Arbeit zu, wodurch eine Vergleichbarkeit der Versuche gegeben ist.

Bei dem ersten Optimierungsansatz wurde die Betriebstemperatur ausgehend von den Herstellerangaben variiert (vgl. Abschnitt 4.5.4). Dabei ist in Abbildung 5.14 kein genereller Zusammenhang zwischen der Stackspannung und der Betriebstemperatur ersichtlich. Dies kann verschiedene Ursachen haben. So kann die Temperaturdifferenz zwischen den Versuchsreihen mit jeweils $\Delta T_{BZ} = \pm 3K$ zu groß oder zu klein sein, um die Zusammenhänge zwischen der Betriebstemperatur und der Stackspannung besser zu erkennen.

Einen weiteren Einfluss auf die Stackspannung können unterschiedliche Betriebs- und Umgebungsbedingungen haben. So wurden die Testreihen teilweise an unterschiedlichen Tagen durchgeführt, sodass es Abweichungen der Umgebungsbedingungen gibt. Zudem kann die Einfahrzeit der Brennstoffzelle von 15 Minuten vor Versuchsbeginn zu kurz gewählt sein, sodass sich Unterschiede in der Vorkonditionierung der Brennstoffzelle ergeben. Um dies zu überprüfen, sind in Abbildung 6.6 links die Stackleistungen aufgetragen, die nach der gleichen Einfahrprozedur kurz vor dem Start der Messungen von Testreihe 4 gemessen wurden.

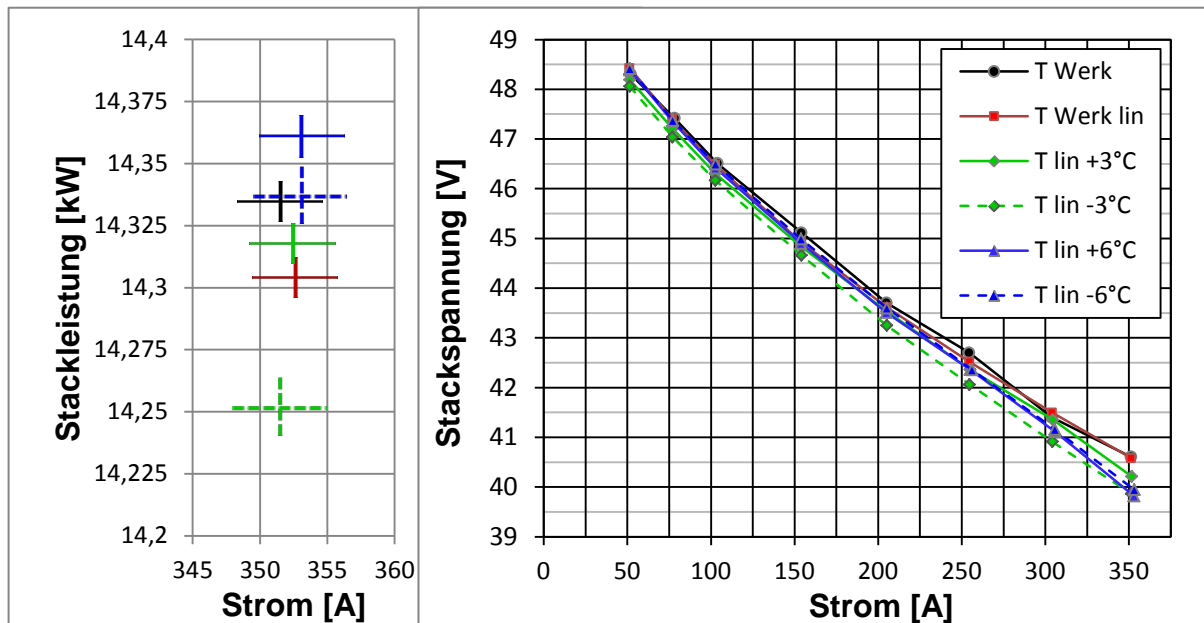


Abbildung 6.5: Referenzpunktvergleich von Testreihe 4. Links: Stackleistungen nach Einfahren der Brennstoffzelle; Rechts: Stackspannungsverläufe der Testreihe. Legende gilt für beide Diagramme

In der Abbildung ist ersichtlich, dass die Stackleistungen am Ausgangspunkt recht nah beieinander liegen. Bei dem Versuch mit $P(T_{lin} - 3^{\circ}\text{C})$ liegt die Ausgangsleistung des Stacks zu Beginn der Messung etwas weiter unter den anderen. Bei der dazugehörigen Messreihe wurden zudem die niedrigsten Stackspannungen gemessen. Es lässt sich somit bei dieser Messreihe ein gewisser Zusammenhang zwischen der abweichenden Vorkonditionierung der Brennstoffzelle bzw. der Umgebungsbedingungen und den Versuchsergebnissen erkennen.

Bei den Versuchsergebnissen aus Testreihe 5 sind Zusammenhänge zwischen den Stackspannungen und der Betriebstemperatur in Abhängigkeit von der relativen Feuchtigkeit der Kathodenabluft zu erkennen (vgl. Abbildung 5.17). Die Versuchsergebnisse zeigen, dass bei geringeren Strömen ($I = 50\text{A} \dots 150\text{A}$) die größten Stackspannungen bei Temperaturen für eine berechnete relative Feuchte von $rF = 80\%$ und $rF = 120\%$ erreicht werden konnte. Die Stackspannungen für $T(rF = 90\%)$ und $T(rF = 100\%)$ lagen entgegen den Erwartungen darunter. Mit zunehmender Stromstärke scheint sich ein Vorteil einer geringeren relativen Feuchtigkeit der Kathodenabluft zu bilden.

Wie im Grundlagenteil dieser Arbeit beschrieben wurde, hat die Betriebstemperatur verschiedene Einflüsse auf die Kathodenluft sowie die MEA's. Diese Einflüsse wirken sich teilweise gegensätzlich auf die Zellspannung aus, sodass sich eine optimale Betriebstemperatur nur schwer ermitteln lässt. Bei geringen Betriebstemperaturen ist die relative Feuchte der Kathodenluft entsprechend hoch, sodass weniger Wasser von der Luft aufgenommen werden kann und somit die Zellmembranen feuchter bleiben. Mit steigendem

Wassergehalt steigt die Protonenleitfähigkeit bzw. sinkt der ohm'sche Widerstand der Membranen. Ist die Zelle hingegen zu feucht, kommt es zum Fluten der Zelle und damit zur Abnahme der aktiven Zellfläche. Mit höheren Betriebstemperaturen verringert sich weiterhin die reversible Zellspannung. Es steigen jedoch die Protonenleitfähigkeit der Membran sowie die zur Verfügung stehende Aktivierungsenergie der elektrochemischen Reaktion.

Bei den Kennlinien für $T(rF = 80\%)$ und $T(rF = 120\%)$ gleichen sich die Stackspannungen bei geringen Strömen an. Mit zunehmender Stromstärke überwiegen hingegen die Vorteile der höheren Betriebstemperatur bzw. der geringeren relativen Luftfeuchtigkeit. Die Kennlinien für $(rF = 100\%)$ und $T(rF = 120\%)$ fallen hier stärker ab. Dies kann u.a. auf ein zunehmendes Fluten der Zellen in Verbindung mit Massentransports- bzw. Konzentrationsverlusten zurückzuführen sein (vgl. Abschnitt 2.2.5).

Eine weitere mögliche Ursache für dieses Verhalten könnte sein, dass sich die verschiedenen Einflüsse der Betriebstemperatur ausgleichen und sich die Umgebungsbedingungen sowie die Vorkonditionierung auf die Stackspannung auswirken. In Abbildung 6.7 links ist die Stackleistungen der verschiedenen Versuche aufgetragen, die nach der gleichen Einfahrprozedur kurz vor dem Start der Messungen von Testreihe 5 gemessen wurden.

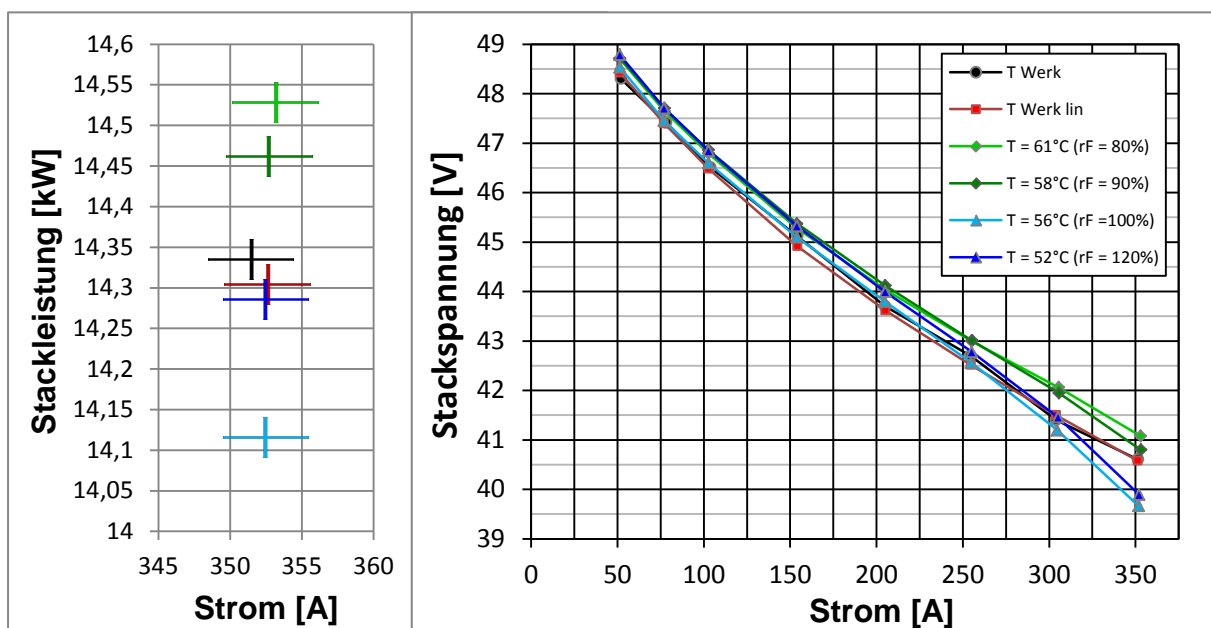


Abbildung 6.6: Referenzpunktvergleich von Testreihe 5. Links: Stackleistungen nach Einfahren der Brennstoffzelle; Rechts: Stackspannungsverläufe der Testreihe. Legende gilt für beide Diagramme

In diesem Fall sind bei hohen Stromstärken Zusammenhänge zwischen den Referenzpunkten der Stackleistung und den Anfangsstackspannungen der Versuchsreihen zu erkennen. Die optimierten Betriebstemperaturen basieren auf der Versuchsreihe mit einer Betriebstemperatur von $T_{BZ} = 61^{\circ}\text{C}$. Bei dieser Versuchsreihe war die Ausgangsleistung des Stacks im Referenzpunkt am größten. Somit kann der Einfluss der Umgebung sowie der Stackkondition bei dieser Versuchsreihe zu den höheren Stackspannungen beigetragen haben.

6.3 Vergleichsmessungen bei optimierter Temperatur

6.3.1 Vergleich der Zellspannungen

Beim Betrieb der Brennstoffzelle mit maximaler Last von $I = 350\text{A}$ zeigen sich unabhängig von der Betriebsweise und der Betriebstemperatur tendenziell die größten Differenzen zwischen den gemessenen Maximal- und Minimalwerten der Einzelzellspannungen (vgl. Abbildung 5.18 & Abbildung 5.19). Dies kann mit dem erhöhten Betriebsdruck zusammenhängen, mit dem ein größerer Druckverlust und damit eine ungleichmäßigere Druckverteilung in dem Stack der Brennstoffzelle verbunden sind. Weiterhin trägt die höhere Stromdichte dazu bei, dass sich Unterschiede der MEA – Kondition/ -Degradation stärker auf die Zellspannungen auswirken. So zeigen sich bei geringen Stromstärken mit zunehmender Sauerstoffabreicherung, abhängig von der Stöchiometrie sowie der Rezirkulationsrate, Vorteile der partiellen Rezirkulation. Begründet werden kann dies mit dem höheren Volumenstrom sowie der gleichmäßigeren Sauerstoff- und Feuchteverteilung in den Zellen.

Die Wahl der optimierten Betriebstemperatur basiert auf dem offenen Normalbetrieb der Brennstoffzelle bei $\lambda = 2,5$. Beim Betrieb der Brennstoffzelle mit abgesenkter Stöchiometrie und beim Betrieb mit partieller Rezirkulation verändert sich hingegen deren Wasserhaushalt durch die unterschiedlichen Strömungsbedingungen, Betriebsdrücke und Feuchteverteilungen zwischen den Zellen. Diesen Veränderungen wird durch die Wahl der Temperatur in Abhängigkeit von einer konstanten relativen Feuchtigkeit von $rF = 80\%$ entgegengewirkt. Die Betriebstemperatur beeinflusst neben der Feuchtigkeit aber auch direkt die Zellspannung, wie im vorherigen Abschnitt zusammengefasst ist. Somit gibt es in Abhängigkeit von der Betriebsweise für jeden Betriebspunkt eine andere optimale Temperatur.

Durch die Optimierung der Betriebstemperaturen konnte in einigen Betriebspunkten Verbesserungen bzgl. der Zellspannung erzielt werden. So ist beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie die Tendenz zu erkennen, dass mit einer geringeren relativen Feuchtigkeit, bedingt durch die optimierten Temperaturen bei hohen Stromstärken höhere Zellspannungen erreicht werden können (vgl. Abbildung 5.19). Dies entspricht den Ergebnissen des vorherigen Abschnitts.

Beim Vergleich der Differenzen zwischen den gemessenen Maximal- und Minimalwerten der Einzelzellspannungen zeigen sich bei den unterschiedlichen Versuchsreihen nur geringe Einflüsse durch die Änderung der Betriebstemperatur. Auf die gemessenen Einzelzellspannungen wirken sich die optimierten Temperaturen allerdings gegenüber den Referenzmessungen in vielen Betriebspunkten negativ aus. Dabei sind die Spannungsverluste beim Betrieb mit partieller Rezirkulation gegenüber den Versuchsreihen mit abgesenkter Stöchiometrie überwiegend geringer (vgl. Abbildung 5.18 & Abbildung 5.19). Besonders bei geringeren Stromstärken ist dies zu erkennen. Mit geringeren Strömen scheint sich die wärmere Luft negativ auf die Zellspannung auszuwirken, besonders wenn die Stöchiometrie gesenkt wird (vgl. Abbildung 5.18). Eine mögliche Ursache kann eine ungleichmäßige Feuchte und Wärmeverteilung zwischen den Zellen sein, sodass es zum partiellen Austrocknen der MEA's kommt, wodurch die Zellspannung gesenkt wird.

6.3.2 Vergleich der Leistungsverluste

Der Vergleich der Leistungsverluste in Abschnitt 5.4.4 zeigt, dass sich mit den optimierten Betriebstemperaturen größtenteils keine höheren Leistungen des Stacks erreichen lassen (vgl. Tabelle 5.12 & 5.13). Ausgenommen davon sind Ergebnisse für $\lambda = 2,0$; $\lambda = 1,3$ und $X =$

0,4. Hier trägt die höhere Betriebstemperatur mit zunehmender Stromstärke der Leistungssteigerung bei. Wie in den vorherigen Abschnitten beschrieben wurde, kann dies mit geringeren Massentransportverlusten aufgrund der geringeren Feuchtigkeit der Kathodenluft zusammenhängen. Diese Aussage sollte durch eine Auswertung der abgeführten Wassermenge der anodenseitigen Purgeleitung im Anschluss an diese Arbeit überprüft werden (vgl. Abschnitt 6.1.5).

Bei den übrigen Betriebspunkten, bei denen Leistungsverluste zu verzeichnen sind, ist zu erkennen, dass die Leistungsverluste beim Betrieb mit partieller Rezirkulation teilweise wesentlich geringer sind, als im offenen Betrieb der Brennstoffzelle (vgl. Tabellen 5.12 & 5.13). Es ergeben sich somit Vorteile beim Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation, die mit der gleichmäßigeren Feuchteverteilung zwischen den Zellen zusammenhängen. Es wurde somit gezeigt, dass sich die Temperaturen im Vergleich zum offenen Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation weiter nach oben verschieben lassen.

Für einen weiteren Optimierungsschritt bzgl. der Betriebstemperatur sollte die Betriebstemperatur mit abnehmender Stromstärke einer höheren relativen Feuchte entsprechen. Im Bereich der maximalen Leistung mit $I = 350\text{A}$ könnte geprüft werden, ob die Leistung durch weitere Temperaturerhöhung bzw. senken der relativen Feuchtigkeit weiter gesteigert werden kann. Mit einer höheren Temperatur wird allerdings auch die Degradation der Zellen gefördert. Zudem kam es bei der letzten Testreihe bei einer gemessenen Kühlwassertemperatur von 78°C zur Zerstörung einer Zelle. Eine Optimierung der Temperaturregelung ist vor entsprechenden Versuchen daher zwingend erforderlich.

7 Zusammenfassung

Diese Arbeit ist Bestandteil des Projektes FUCHS (Fuel Cell and Hydrogen Systems), welches von dem Institut für technische Thermodynamik des Deutschen Zentrums für Luft- und Raumfahrt (DLR) in Kooperation mit Airbus Deutschland durchgeführt wird. Bei dem Projekt werden u.a. Möglichkeiten zum Nutzen des sauerstoffarmen Kathodenabgases zur Tank- und Frachtrauminertisierung untersucht. Die vorliegende Arbeit ist innerhalb dieses Kontextes entstanden.

In dieser Arbeit wird die partielle Rezirkulation des Kathodenabgases einer Brennstoffzelle untersucht. Bei diesem Konzept wird ein Teil der warmen, feuchten Kathodenabluft mit der Zuluft vermischt und der Brennstoffzelle wieder zugeführt. Dadurch kann die Sauerstoffkonzentration des Abgases gesenkt werden. Zudem wird eine Homogenisierung der Medienverteilung in der Brennstoffzelle ermöglicht. Schwerpunkt dieser Arbeit ist die Charakterisierung des Verhaltens eines 12kW PEM - Brennstoffzellensystems, in Abhängigkeit von der Sauerstoffkonzentration, dem Wassergehalt sowie der Temperatur der Kathodenluft bei partieller Rezirkulation. Als alternatives Konzept zur Sauerstoffabreicherung wird zudem der offene Betrieb der Brennstoffzelle mit verringertem Luftvolumenstrom untersucht und mit der partiellen Rezirkulation verglichen.

Dafür wurde zunächst eine verfahrenstechnische Modellierung des verwendeten PEM-Brennstoffzellensystems durchgeführt, um den Einfluss der Kathodengasrezirkulation auf die Ausgangsparameter der Abluft und den Wasserhaushalt der Brennstoffzelle zu bestimmen. Das dafür erstellte MATLAB - Simulink® - Modell wurde mit Hilfe von experimentellen Untersuchungen optimiert und validiert. Dabei wurden Schwachstellen bei der Modellberechnungen sowie der verfahrenstechnischen Umsetzung festgestellt, auf die im Anschluss an diese Arbeit näher eingegangen wird. Bei dem Betrieb der Brennstoffzelle ist eine Kombination von abgesenktem Luftvolumenstrom und partieller Rezirkulation möglich. Im Rahmen einer Parameterstudie, die mit dem erstellten Modell durchgeführt wurde, wurden dafür Kennfelder erstellt, um die Luftkondition am Ein- und Ausgang der Brennstoffzelle zu bestimmen. In diesem Zusammenhang wurde zudem der Einfluss der Umgebungsparameter auf die Kathodenluft bei den verschiedenen Betriebsweisen untersucht.

Das Konzept der partiellen Rezirkulation wurde diskutiert und verfahrenstechnisch an einem bestehenden Doppelsystem - Teststand umgesetzt. In den Teststand sind zwei 12kW PEM - Brennstoffzellensysteme integriert, wovon eines für die experimentellen Untersuchungen dieser Arbeit verwendet wurde.

Bei den experimentellen Untersuchungen wurden Referenzmessungen durchgeführt, mit denen die Betriebsbereiche des Systems im Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie und mit partieller Rezirkulation bestimmt und die Einflüsse der jeweiligen Betriebsweise auf die Brennstoffzellenleistung verglichen wurden. Die Betriebstemperaturen entsprachen dabei den Herstellervorgaben. Es wurde gezeigt, dass sich im Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation die Sauerstoffkonzentration der Systemabluft mit $c_{O_{2-Sys\ aus}} \approx 2 \dots 4 Vol. - \%$ bei Stromstärken von $I = 50A \dots 250A$ weiter senken lässt, als im offenen Betrieb (vgl. Abschnitt 5.2.2). Bei größeren Stromstärken von $I = 250A \dots 350A$ lässt sich die Sauerstoffkonzentration auch beim offenen Betrieb der Brennstoffzelle weiter senken, sodass sich hier keine Vorteile der partiellen Rezirkulation gegenüber dem offenen Betrieb bzgl. der Sauerstoffabreicherung ergaben.

Ein Vergleich der Leistungsverluste der Referenzmessungen zeigt weiterhin, dass sich bei vergleichbarer Sauerstoffabreicherung der Systemabluft besonders bei geringeren Rezirkulationsraten Vorteile der partiellen Rezirkulation gegenüber dem offenen Betrieb der Brennstoffzelle ergaben (vgl. Abschnitt 5.2.4).

Es folgten experimentelle Untersuchungen im offenen Normalbetrieb der Brennstoffzelle ($\lambda = 2,5$) zur Bestimmung von optimierten Betriebstemperaturen und deren Einfluss auf die Brennstoffzellenleistung (vgl. Abschnitt 5.3). Die größten Stackspannungen konnten dabei durch eine Betriebstemperatur in Abhängigkeit von der relativen Feuchtigkeit der Kathodenabluft von $T(rF = 80\%) = 61^\circ\text{C}$ erreicht werden. Die optimierten Betriebstemperaturen wurden dann in Abhängigkeit von $rF = 80\%$ für die unterschiedlichen Betriebspunkte beim Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation sowie im offenen Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie mit Hilfe des erstellten Rechenmodells bestimmt.

Die optimierten Betriebstemperaturen wurden für Vergleichsmessungen verwendet und die Ergebnisse anschließend mit denen der Referenzmessungen verglichen (vgl. Abschnitt 5.4). Durch die Optimierung der Betriebstemperaturen konnten in einigen Betriebspunkten Verbesserungen bzgl. der Zellspannung erzielt werden. Beim Betrieb mit abgesenkter Stöchiometrie ist zudem die Tendenz zu erkennen, dass mit einer geringeren relativen Feuchtigkeit, bedingt durch die optimierten Temperaturen bei hohen Stromstärken höhere Zellspannungen erreicht werden können (vgl. Abbildung 5.19). Auf die gemessenen Einzelzellspannungen wirken sich die optimierten Temperaturen allerdings gegenüber den Referenzmessungen in vielen Betriebspunkten negativ aus. Dabei sind die Spannungsverluste beim Betrieb mit partieller Rezirkulation gegenüber den Versuchsreihen mit abgesenkter Stöchiometrie überwiegend geringer (vgl. Abbildung 5.18 & Abbildung 5.19). Beim Vergleich der Leistungsverluste der Brennstoffzelle zeigte sich ein ähnliches Bild. Bei den Betriebspunkten, bei denen Leistungsverluste zu verzeichnen sind, ist beim Vergleich der Tabellen 5.12 & 5.13 zu erkennen, dass die Leistungsverluste beim Betrieb mit partieller Rezirkulation teilweise wesentlich geringer sind, als im offenen Betrieb der Brennstoffzelle. Es ergeben sich somit Vorteile beim Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation, die mit der gleichmäßigeren Feuchteverteilung zwischen den Zellen zusammenhängen. Es wurde somit gezeigt, dass sich die Temperaturen im Vergleich zum offenen Betrieb der Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation weiter nach oben verschieben lassen.

8 Ausblick

Bei den Untersuchungen dieser Arbeit wurde das Konzept der partiellen Kathodengasrezirkulation eines PEM - Brennstoffzellensystems theoretisch analysiert und bei statischer Belastung experimentell untersucht. Dabei wurden Schwachstellen der Modellierung sowie der verfahrenstechnischen Umsetzung des Konzeptes an einem bestehenden Teststand festgestellt. Zudem gibt es weitere Fragestellungen bzgl. des Betriebs einer PEM - Brennstoffzelle mit partieller Rezirkulation, die im Rahmen dieser Arbeit nicht bearbeitet wurden. Daher sind weitere Optimierungsschritte der verfahrenstechnischen Modellierung und -Umsetzung sowie weitere Untersuchungen auf Basis der Ergebnisse dieser Masterarbeit geplant.

Bei der Modellvalidierung wurden größere Abweichungen zwischen der gemessenen Temperatur am Kathodeneingang der Brennstoffzelle und den berechneten Werten festgestellt, die sich unmittelbar auf die Berechnung der relativen Feuchtigkeit der Luft auswirken. Mit Hilfe der Messwerte der Referenzmessungen dieser Arbeit lassen sich Temperaturkennfelder erstellen, sodass die entsprechende Temperatur in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate und dem Luftvolumenstrom bestimmt werden kann. Durch den modularen Aufbau der Subsysteme des Modells ist eine weitere Anpassung und damit die Modellierung anderer Betriebsarchitekturen möglich. So soll die Modellierung einer seriellen Kathodenverschaltung von zwei Brennstoffzellensystemen im Anschluss dieser Arbeit durchgeführt werden.

Die Modellvalidierung sowie die experimentellen Untersuchungen ergaben, dass die gemessenen Sauerstoffkonzentrationen der Kathodenluft besonders bei geringen Volumenströmen geringer waren, als sie theoretisch sein müssten. Dies kann auf die Verkettung der Messfehler bei den Berechnungen des Volumenstroms und der Rezirkulationsrate zurückzuführen sein. Bei einer anschließenden Fehlerbetrachtung bzgl. des gemessenen Volumenstroms in Abhängigkeit der beteiligten Sensoren sollten die Einflüsse der Messfehler näher untersucht werden. Sollte die Fehlerbetrachtung auf eine Optimierung der Messgenauigkeit herauslaufen, muss weiterhin darauf geachtet werden, dass die verwendeten Funktionen für die Druck- und Temperaturanpassung in dem Modell auf einen anderen Volumenstrom bezogen werden müssen. Zudem sollte die Regelung der Rezirkulationsrate optimiert werden und das Mischventil für weitere Untersuchungen ggf. umgebaut werden (vgl. Abschnitt 6.1.3).

Um weitere Aussagen bzgl. des Wasserhaushalts der Brennstoffzelle treffen zu können, kann die Wassermenge in Abhängigkeit von der Betriebsweise und Betriebstemperatur bestimmt werden, die durch die anodenseitige Purgeleitung aus dem System geführt wird.

Im Rahmen dieser Arbeit wurde der statische Lastbetrieb eines PEM – Brennstoffzellensystems experimentell untersucht. Durch weitere Versuche kann das Systemverhalten mit partieller Rezirkulation im dynamischen Betrieb charakterisiert werden. Dabei soll untersucht werden, ob sich bei Lastsprüngen von und zu unterschiedlichen Lastniveaus Vorteile bzgl. der Systemleistung bzw. der Belastbarkeit des Systems ergeben.

9 Literaturverzeichnis

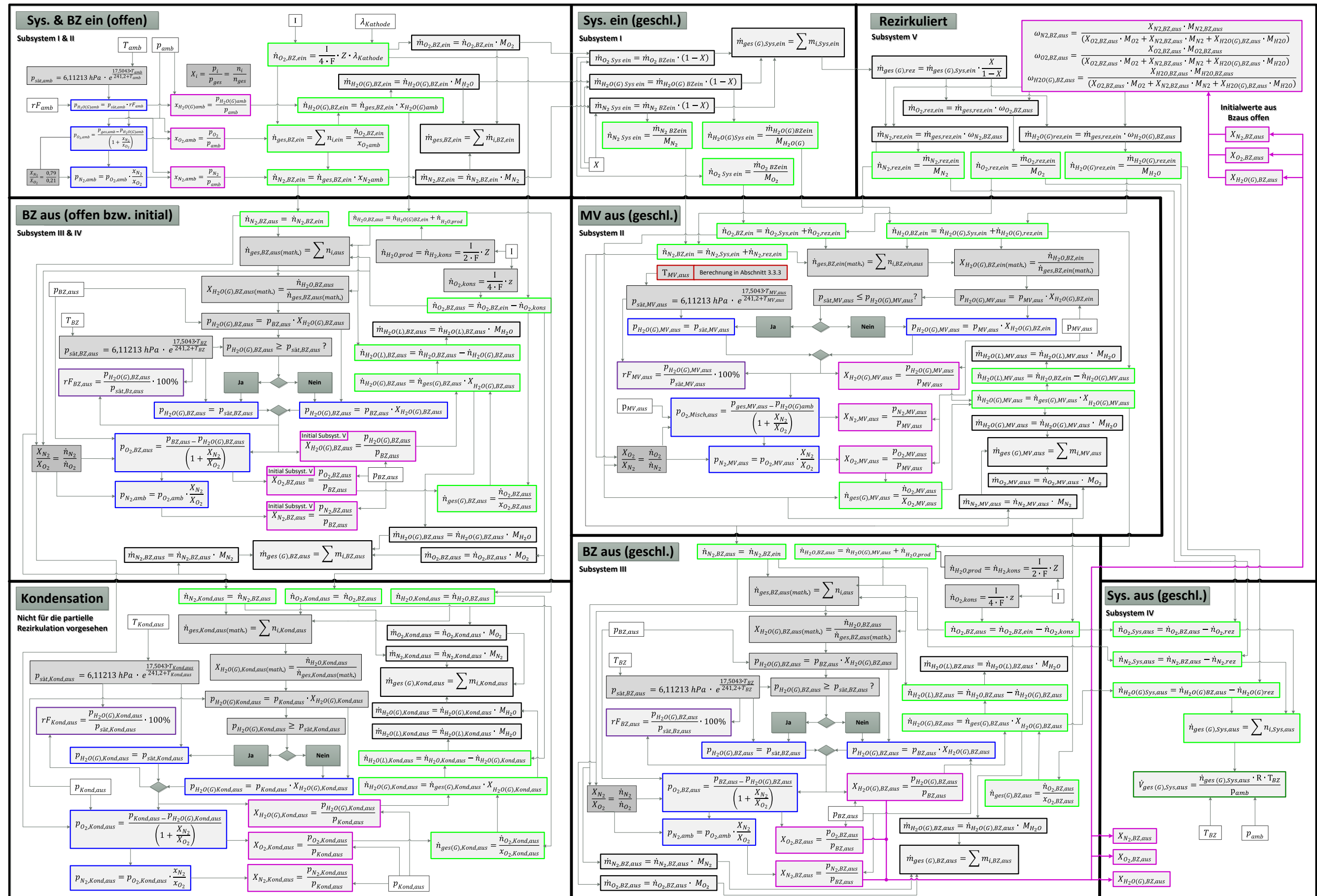
- [1] Lee, Stefan. NIP Vollversammlung Juni 2013. [Online] http://www.now-gmbh.de/fileadmin/user_upload/RE-Downloads/RE_NIP_Vollversammlung_2013/03_Verkehr_2_Airbus_Stefan_Lee_NIP_VV_2013.pdf.
- [2] EUROPEAN COMMISSION. *Flightpath 2050, Europe's Vision for Aviation*. Luxemburg : Office for official publications of the European Commission, 2011. SBN 978-92-79-19724-6.
- [3] Töpler, Johannes und Lehmann, Jochen. *Wasserstoff und Brennstoffzelle - Technologien und Marktperspektiven*. Berlin Heidelberg : Springer Vieweg, 2014. ISBN 978-3-642-37414-2.
- [4] European Aviation Safety Agency. *NOTICE OF PROPOSED AMENDMENT (NPA) "Fuel tank flammability reduction"*. Köln : s.n., 2008. NO 200819.
- [5] *Gas- und Wasserdampf-Feuerlöschung in Flugzeug-Frachträumen*. Deutscher Luft- und Raumfahrtkongress. Gauting : s.n., 2014. DocumentID: 340221.
- [6] *Direct Global Warming Potentials*. Intergovernmental Panel on Climate Change (IPCC). Valencia : s.n., 2007.
- [7] Galip H. Guvelioglu, Harvey G. Stenger. *Flow rate and humidification effects on a PEM fuel cell performance and operation*. USA : ELSEVIER, 2006. Journal of Power Sources 163 (2007) 882–891.
- [8] Büchi, Felix N. und Srinivasan, Supramaniam. *Operating Proton Exchange Membrane Fuel Cells without External Humidification of the Reactant Gases Fundamental Aspects*. s.l. : Journal of the Electrochemical Society, 1997. doi: 10.1149/1.1837893 .
- [9] Andreas Knoop, Volker Peinecke. *Fuel cell system and method for operating same*. US 2005/0147862 A1 SEATTLE WA 98104-7092 US, 7. 7 2005. Patent Application Publication.
- [10] Breault, Richard, D. *High temperature Reactant Recycling for PEM fuel cell Humidification* . WO/2004/042842 South Windsor, CT 06074 (US), 21. 5 2005.
- [11] Beom Jun Kim, Min Soo Kim. *Studies on the cathode humidification by exhaust gas recirculation for PEM fuel cell*. South Korea : international journal of hydrogen energy 37, 2011. doi:10.1016/j.ijhydene.2011.11.103.
- [12] Barbir, Frano. *PEM fuel cells - theory and practice*. s.l. : Elsevier Inc., 2013. ISBN 978-0-12-387710-9.
- [13] Hoogers, Gregor. *Fuel Cell Technology - Handbook*. s.l. : CRC Press LLC, 2003. ISBN: 0-8493-0877-1.
- [14] Larminie, James und Dicks, Andrew. *Fuel Cell Systems Explained*. s.l. : John Wiley & Sons Ltd, 2003. ISBN 0-470-84857-X.

- [15] Kurzweil, Peter. *Brennstoffzellentechnik - Grundlagen, Komponenten, Systeme, Anwendungen*. Wiesbaden : Friedr. Vieweg & Sohn Verlag/GWV Fachverlag GmbH, 2013. 9783658000844.
- [16] Schmidt, Volkmar M. *Elektrochemische Verfahrenstechnik*. Weinheim : WILEY-VCH Verlag GmbH & KGaA, 2003. ISBN: 3-527-29958-0.
- [17] Liebmann, N. Welsch J. Schwab C. Chr. *Materie* . s.l. : Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2013. DOI 10.1007/ 978-3-8274-2265-1.
- [18] Kuhn, Robert Martin. Kombination neuer Methoden zur Bestimmung des Wasserhaushaltes von Polymer-Elektrolyt-Brennstoffzellen. Ulm : s.n., 2011.
- [19] Wolz, André. *Nanostrukturierte PEM - Brennstoffzellenelektroden aus alternativen Materialien*. s.l. : Technische Universität Darmstadt, 2014.
- [20] Siemer, Marc. *Lokale Entropieproduktionsraten in der Polymerelektrolyt-Membran-Brennstoffzelle*. Hamburg : Helmut-Schmidt-Universität, 2007.
- [21] Reiner, Andreas. *Die Platinkatalysatorschicht in Polymerelektrolyt-Brennstoffzellen*. s.l. : Technische Hochschule Zürich, 2007.
- [22] O'Hayre, R. P., Cha S. - W., Colella W., Prinz F. B.: *Fundamentals, Fuel Cell*. s.l. : John Wiley & Sons, 2006.
- [23] Hakenjos, Alexander. *Untersuchung zum Wasserhaushalt von Polymerelektrolytmembran-Brennstoffzellen*. s.l. : Albert-Ludwigs-Universität Freiburg im Breisgau, 2006.
- [24] Kaz, Till. *Herstellung und Charakterisierung von Membran-Elektroden-Einheiten für Niedertemperatur Brennstoffzellen*. Stuttgart : Institut für Thermodynamik und Wärmetechnik, 2008.
- [25] Haubrock, Jens. *Parametrierung elektrischer Äquivalentschaltbilder von PEM Brennstoffzellen*. s.l. : Otto-von-Guericke-Universität Magdeburg, 2007.
- [26] University of Toronto. [Online] 13. 09 2014. <http://bazyalak.mie.utoronto.ca/research/>.
- [27] Stefener, Manfred. *Praktikum Brennstoffzellen. Technische Universität München*. [Online] [Zitat vom: 15. 11 2014.] <http://einrichtungen.ph.tum.de/E19/Teaching/Forschungspraktikum/skript.pdf>.
- [28] Sang-Kyun Parka, Song-Yul Choea, Seo-ho Choib. *Dynamic modeling and analysis of a shell-and-tube type gas-to-gas membrane humidifier for PEM fuel cell applications*. s.l. : INTERNATIONAL JOURNAL OF HYDROGEN ENERGY 33, 2008. 2273 – 2282.
- [29] Ansyco. [Online] [Zitat vom: 11. 01 2015.] http://www.ansyco.de/CMS/frontend/media/pdf/Datenblatt_d_09K10_PP_PermaPure-FC_Rohrbuendelfeuchtetauscher-als-Gasbefeuchter-fuer-Brennstoffzelle.

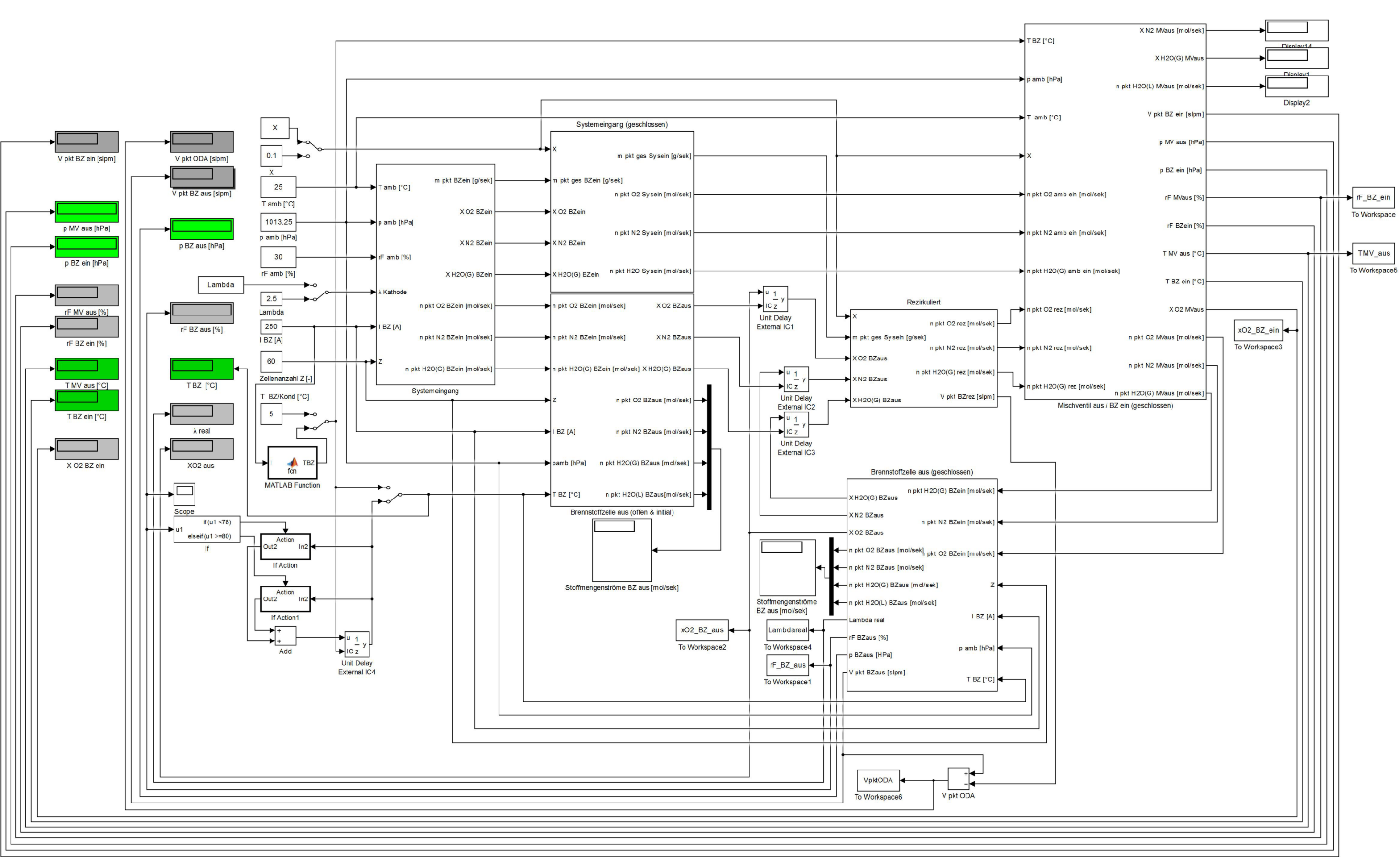
- [30] Bosch. Technisches Datenblatt; Heißfilm-Luftmassenmesser, Typ HFM 5. [Online] [Zitat vom: 10. 03 2015.] http://rb-aa.bosch.com/boaasocs/index.jsp;jsessionid=BD520AFCFA2D59752AFB69DF762A453F.sundoro2?ccat_id=72&prod_id=340.
- [31] Höntzsch. Technisches Datenblatt; Vortex-Strömungssensor VA Di. [Online] [Zitat vom: 12. 03 2015.] <http://www.hoentzsch.com/de/produkte/detail/p/131-vortex-messrohr-va-di-zg1/>.
- [32] Unbehauen, Heinz. *Regelungstechnik I*. s.l. : Friedr. Vieweg & Sohn Verlag, 2007. ISBN 978-3-8348-0230-9.
- [33] Böckh, Peter von und Saumweber, Christian. *Fluidmechanik*. Karlsruhe, Deutschland : Springer-Verlag Berlin Heidelberg, 2013. ISBN 978-3-642-33891-5.
- [34] Schild, Kai und Willems, Wolfgang M. *Wärmeschutz: Grundlagen – Berechnung – Bewertung*. Wiesbaden : Vieweg+Teubner Verlag, 2011. ISBN 978-3-8348-1456-2.
- [35] Scholz, Günter. *Rohrleitungs- und Apparatebau; Planungshandbuch für Industrie- und Fernwärmeversorgung*. Berlin : Springer Vieweg, 2012. ISBN 978-3-642-25424-6.
- [36] Fuel Cells 2000. [Online] Breakthrough Technologies Institute . www.fuelcells.org.
- [37] <http://www.alibaba.com>. [Online] [Zitat vom: 14. 11 2014.] http://www.alibaba.com/product-detail/Bipolar-Plate-Bpp_11746676.html.
- [38] Niemzig, Oliver Christopher. *Entwicklung eines portablen PEM-Brennstoffzellensystems mit Bipolarplatten aus einem elektronisch leitfähigen thermoplastischen Compound-Material*. s.l. : Universität Duisburg-Essen, 2005.
- [39] OVIKO. [Online] 11. 02 2015. <http://www.oviko-ballvalve.com/ball-valve/3-way-4-way-ball-valve/3-way-ball-valve-ID541.html>.
- [40] Dong Hyup Jeon, Kwang Nam Kim, Seung Man Baek, Jin Hyun Namc. *The effect of relative humidity of the cathode on the performance and the uniformity of PEM fuel cells*. s.l. : international journal o f hydrogen energy 3 6, 2011. 12499-12511.
- [41] Linnemann. [Online] 21. 01 2015. <http://www.linnemann-online.com/shop2011/PublishedFiles/katalogseiten/71.pdf>.
- [42] Mankenberg. Kondensatableiter schwimmergesteuert KA 2. [Online] [Zitat vom: 12. 11 2014.] http://www.mankenberg.de/de/20/prgb:7/product:kondensatableiter-schwimmergesteuert/UPLOAD/pdf/mankenberg_ka2_de.pdf.
- [43] —. Technisches Datenblatt Flüssigkeitsabscheider AS 2. [Online] [Zitat vom: 10. 12 2014.] http://www.mankenberg.de/de/20/prgb:11/product:liquid-separators/UPLOAD/pdf/mankenberg_as2_de.pdf.
- [44] Humidicore. [Online] 13. 02 2015. <http://www.humidicore.com/>.

- [45] P.J., Mohr und Taylor, B. N.: *CODATA recommended values of the fundamental physical constants*. s.l. : Reviews of modern Physics, 2005.
- [46] Helmut, Löhn. Leistungsvergleich von Nieder- und Hochtemperatur-Polymerelektrolytmembran-Brennstoffzellen. s.l. : Technischen Universität Darmstadt, 2010.
- [47] Herwig, Heinz und Moschallski, Andreas. *Wärmeübertragung - Physikalische Grundlagen - Illustrierende Beispiele - Übungsaufgaben mit Musterlösungen*. Hamburg : Springer Vieweg, 2006. ISBN 978-3-658-06207-1.
- [48] Wagner, Wolfgang und Kretzschmar, Hans-Joachim. Stoffwerte von bedeutenden reinen Fluiden. *VDI-Wärmeatlas*. s.l. : Springer Heidelberg Dordrecht London New York; ISBN 978-3-642-19980-6, 2006.
- [49] Gnielinski, Volker. Wärmeübertragung bei erzwungener Konvektion. *VDI-Wärmeatlas*. s.l. : Springer Heidelberg Dordrecht London New York; ISBN 978-3-642-19980-6, 2006.
- [50] Alfa Laval. [Online] [Zitat vom: 15. 02 2015.] http://local.alfalaval.com/de-de/produkte-loesungen/waermeuebertragung/plattenwaermeuebertrager/alfanova/Documents/AlfaNova_27.pdf.
- [51] Martin Keim, Josef Kallo, K. Andreas Friedrich, Claudia Werner, Martin Saballus, Florian Gores. *Multifunctional fuel cell system in an aircraft environment: An investigation focusing on fuel tank inerting and water generation*. s.l. : Elsevier, 2013. Aerospace Science and Technology 29 (2013) 330–338.
- [52] Hydrogenics Corporation. HYPM XR 12 Installation and operation manual. 2007.
- [53] Gardner Denver Deutschland GmbH. Datenblatt Seitenkanalverdichter 2BH7 610-0A. 2009.

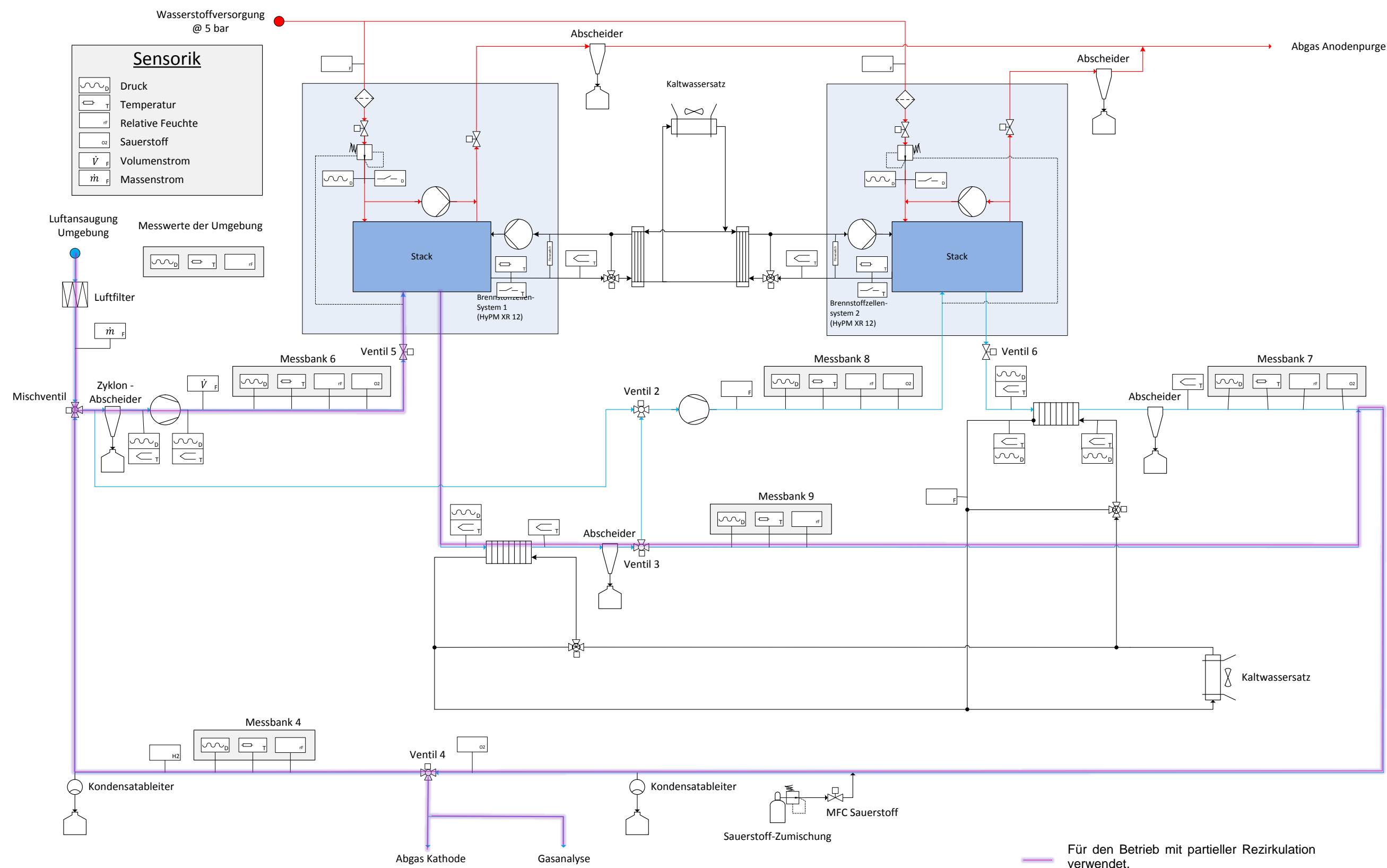
Anhang A Flussdiagramm der Modellberechnung



Anhang B Simulink Modell der partiellen Rezirkulation



Anhang C Verfahrenstechnik Teststand FUCHS



Anhang D Komponentenübersicht

Verfahrenstechnische Komponenten

Komponenten	Typ	Hersteller	Anzahl
Brennstoffzelle	HyPM XR12	Hydrogenics	1
Blower	G-BH7	Gardener Denver	1
Mischventil	J3C	J+J	1
Kondensator	Alfa Nova 27-20L	Alfa Laval	1
Zyklonabscheider	AS 2	Mankenberg	2
Kondensatableiter	SN 2	Mankenberg	2
3-Wege-Ventile (Kühlung/Kondensation)	Esbe	VGR130/ ARA 600 3 Punkt	2

Sensorik

Sensoren	Typ	Hersteller	Messbereich	Messfehler ⁴³	Anz.
O ₂ - Sensor	FOSPOR-T1000-TS-NEO	Ocean Optics	0...25 Vol.-% O ₂	<5% v.M.	2
rF - Sensoren	AFK-E1	Kobold	0...100% rF	$\pm(1,3+0,3\text{v.M.})$ % rF	4
Temperatursensoren in den Messbänken	TMA H 644102XX4	Kobold	-200...+600 °C	<0,5% v.E.	4
Thermoelemente	MTE 294, Typ-K	LKM Electronics	-200...+1000 °C	$\pm 1,5$ °C	5
Drucksensoren in den Messbänken	3276.043.001	Tecsis	-1...1,5bar	<0,5% v.E.	4
Drucksensoren am Teststand	A -10	Wika	0-1,6 bar	<1% v.E.	4
Volumenstrom- messer	Vortex DI 50	Höntzsch	2,8...212 m³/h (46,7...3533 slpm)	<1% v.M. + 0,3% v.E.	1
Massenflussmesser	HFM 5	Bosch	0...1100 kg/h	<3% v.M.	1
Gasanalysator O ₂	Magnos 206	ABB	0...25 Vol.-% O ₂	<0,5% v.E.	1

Komponenten zur Messdatenerfassung und Steuerung

Komponenten	Typ	Hersteller	Anzahl
Hostrechner	-	Fujitsu Siemens	1
Echtzeitrechner	PIP	MPL	1
Datenlogger	busDAQ-2	IMC	1
Frequenzumwandler	Micromaster 440	Siemens	1
Buscontroller	X67BC4321	br-automation	4
Digitales Eingangsmodul	X67DI1371	br-automation	1

⁴³ Abkürzungen: v.M. = vom Messwert; v.E. = vom Endwert

Digitales Ausgangsmodul	X67DO1332	br-automation	1
Analoges Eingangsmodul	X67AI1323	br-automation	7
Analoges Eingangsmodul	X67AI1223	br-automation	3
Analoges Ausgangsmodul	X67AO1323	br-automation	1
Analoges Ausgangsmodul	X67AO1223	br-automation	1
Analoges Mischmodul	X67AM1323	br-automation	2
Analoges Mischmodul	X67AM1223	br-automation	4
Thermomodul	X67AT1402	br-automation	3

Elektronische Lasten

Komponenten	Typ	Hersteller	Anzahl
Elektronische Last	ZS21060	H&H	2

Anhang E Datenblätter

Blower

G-BH7

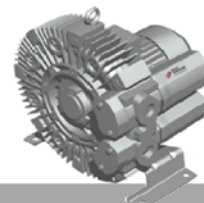
Datenblatt 2BH7 610-0A

Seitenkanalverdichter



**Elmo
Rietschle**
A Gardner Denver Product

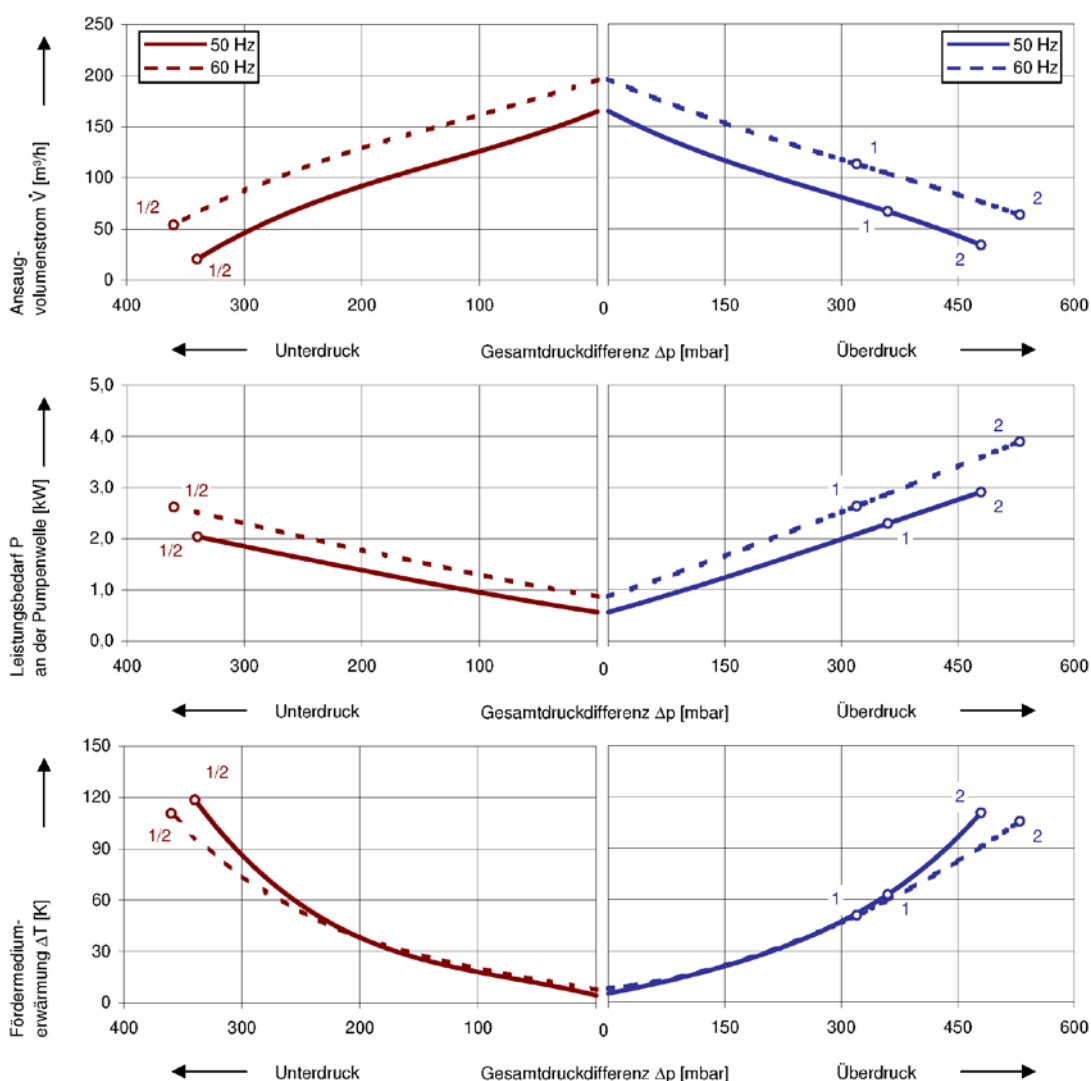
CA[®] US



Kennlinien

Betrieb als Vakuumpumpe

Betrieb als Kompressor



Die Kennlinien gelten für Fördermedium Luft von 15 °C und Atmosphärendruck von 1013 mbar mit einer Toleranz von $\pm 10\%$. Die maximal im Dauerbetrieb zulässigen Gesamtdruckdifferenzen gelten bis zu einer Ansaug- und Umgebungstemperatur von 25 °C. Bei anderen Bedingungen bitten wir um Rücksprache.

Jeder G-BH Typ kann als Vakuumpumpe und/oder als Kompressor im Dauerbetrieb im gesamten angegebenen Kennlinienbereich eingesetzt werden. Die Antriebsmotoren sind standardmäßig in Schutzart IP 55 und Isolierstoffklasse F ausgeführt. Die Verdichter sind nach UL und CSA approbiert.

Auswahl- und Bestelldaten									
Typ 2BH7 610-0A									
Nr.	Fre- quenz	Bemessungs-			Max. Differenzdruck ¹⁾		Schalldruck- pegel ²⁾	Gewicht ca.	Bestell-Nr.
		Spannung	Strom	Leistung	Vakuum	Verdichter			
	Hz	V	A	kW	mbar		dB(A)	kg	
3~ 50/60 Hz, IP55, Isolierstoffklasse F, UL 507 und CSA 22.2 No 113 (certificate number E225239)									
1	50	200 - 240 Δ / 345 - 415 Y	9,7 Δ / 5,6 Y	2,20	-340	360	65	34	2BH7610-0AH16-8
	60	220 - 275 Δ / 380 - 480 Y	10,3 Δ / 6,0 Y	2,55	-360	320	71		
2	50	200 - 240 Δ / 345 - 415 Y	13,0 Δ / 7,5 Y	3,30	-340	480	65	35	2BH7610-0AH36-8
	60	220 - 275 Δ / 380 - 480 Y	13,8 Δ / 8,0 Y	3,80	-380	530	71		
3~ 50/60 Hz, IP55, Isolierstoffklasse F, UL 507 und CSA 22.2 No 113 (certificate number E225239)									
1	50	500 Δ	4,50 Δ	2,20	-340	360	65	34	2BH7610-0AC15-8
	60	575 Δ	4,55 Δ	2,55	-360	320	71		
2	50	500 Δ	5,40 Δ	3,30	-360	510	65	35	2BH7610-0AC35-8
	60	575 Δ	5,40 Δ	3,80	-380	560	71		

1) Für die Differenzdruckbegrenzung stehen als Zubehör Vakuum- / Druckbegrenzungsventile zur Verfügung.

2) Messflächenschalldruckpegel nach EN ISO 3744, gemessen an einem gleichwertigen Aggregat in 1 m Abstand bei mittlerer Drosselung, angeschlossenen Leitungen, ohne Vakuum- / Druckbegrenzungsventil, Toleranz ±3 dB (A).

Alle G-BH erfüllen die Richtlinien 2006/42/EG (Maschinen) und 2006/95/EG (Niederspannung) sowie die Norm EN 60034-1 "Drehende elektrische Maschinen".

Die Motoren sind nach EN 60 034-1 / -2 / -30 (IEC 60034) und Wärmeklasse F ausgeführt.

Die Spannungstoleranz beträgt +/- 5 % für 1~ Motoren und 3~ Spannungsbereichs-Motoren. Die Spannungstoleranz beträgt +/- 10 % für 3~ Festspannungs-Motoren.

Die Frequenztoleranz beträgt max. +/- 2 %.

Andere Spannungen						
50 Hz	50 Hz Spannungsbereich	60 Hz Spannungsbereich	86 Hz (5000 1/min)	100 Hz (6000 1/min)	2BH7...-... □ . □	
3~						
.....	185 - 225 V Δ / 320 - 390 V Y	200 - 240 V Δ / 345 - 415 V Y	400 V Δ		H 1
.....	200 - 240 V Δ / 345 - 415 V Y	220 - 275 V Δ / 380 - 480 V Y	380 V Δ		H 6
.....	345 - 415 V Δ	380 - 480 V Δ		H 7
.....	500 V Δ	575 V Δ		C 5
3~ IE2 / (EFF 1) ⁴⁾						
200 V Δ / 345 V Y	180 - 240 V Δ / 310 - 415 V Y	200 - 275 V Δ / 345 - 480 V Y	400 V Δ		P 1
500 V Y	450 - 550 V Y	520 - 600 V Y		P 3
500 V Δ	450 - 550 V Δ	520 - 600 V Δ		P 5
230 V Δ / 400 V Y	200 - 260 V Δ / 350 - 450 V Y	230 - 290 V Δ / 400 - 500 V Y	400 V Δ		P 6
400 V Δ / 690 V Y	350 - 450 V Δ / 610 - 725 V Y	400 - 500 V Δ / 690 - 725 V Y		P 7

4) Bei Einsatz von Energiesparmotoren können sich die Leistungsdaten ändern. Bitte beachten Sie die entsprechenden Datenblätter.

Änderungen, insbesondere der Kennlinien, Werte und Gewichte bleiben vorbehalten. Die Abbildungen sind unverbindlich.

**Gardner
Denver**

Elmo Rietschle is a brand of Gardner
Denver's Industrial Products Group
and part of Blower Operations

er.de@gardnerdenver.com
www.gd-elmoietschle.de

Gardner Denver Schopfheim GmbH

Roggenbachstraße 58
79650 Schopfheim - Germany

Tel.: +49 7622 392-0
Fax: +49 7622 392-300

Gardner Denver Deutschland GmbH

Industriestraße 26
97616 Bad Neustadt - Germany

Tel.: +49 9771 6888-0
Fax: +49 9771 6888-4000

Kondensator

AlfaNovaPlate Heat Exchanger



Technische Spezifikation

Typ : AlfaNova 27-20L(32870 5185 5)
 ItemName : 1a Datum : 25.10.2012
 Anzahl : 1

		Warme Seite Secondary side	Kalte Seite Primary side(S4)
Medium		Air	40.0% Etylenglykol
Massenstrom	kg/h	72.00	1700
Medium kondensiert/verdampft	kg/h	0.000	0.000
Eintrittstemperatur	°C	60.0	10.0
Taupunkt	°C		
Austrittstemperatur(gasförmig/liquid)	°C	15.0	10.5
Betriebsdruck(Ein/Aus)	bara	1.20/1.17	
Druckverlust	kPa	2.86	4.37
Stützengeschwindigkeit(Ein/Aus)	m/s	38.4/34.0	1.07/1.07
Wärmeleistung	kW	0.9046	
Strömungsrichtung der Medien		Gegenstrom	
Anzahl der Wege		1	1
MaterialPlatte/ Verbindung		Alloy 316 / SS	
AnschlussS1 (Warm-Ein)		Außengewinde/ 1" ISO 228/1-G (V22) Alloy 316	
AnschlussS2 (Warm-Aus)		Außengewinde/ 1" ISO 228/1-G (V22) Alloy 316	
AnschlussS3 (Kalt-Ein)		Außengewinde/ 1" ISO 228/1-G (V22) Alloy 316	
AnschlussS4 (Kalt-Aus)		Außengewinde/ 1" ISO 228/1-G (V22) Alloy 316	
Druckgeräterichtlinie		PED	
Auslegungsdruck bei 75.0 Celsius	Bar	25.0	25.0
Auslegungsdruck bei 225.0 Celsius	Bar	21.0	21.0
Auslegungstemperatur	°C	-196.0/225.0	
Länge x Breite x Höhe	mm	104 x 111 x 310	
Leer- / Betriebsgewicht	kg	4.77 / 5.75	

Die exakte Funktion des Wärmeübertragers setzt die Genauigkeit der vom Kunden genannten Daten voraus.

Massenstrommesser

0 280 218 089

1/3

Heißfilm-Luftmassenmesser, Typ HFM 5

Messung von Luftmassendurchfluss bis 1200 kg/h

Eingangsgröße: \dot{m}
Ausgangsgröße: U

- Kompakte Bauform
- Geringes Gewicht
- Schnelle Ansprechzeit
- Niedrige Leistungsaufnahme
- Rückstromerkennung



Anwendung

Um beim Kfz die gesetzlichen Abgasgrenzwerte einzuhalten, ist es notwendig, ein bestimmtes Luft-Kraftstoff-Verhältnis genau einzuhalten. Hierzu sind Sensoren erforderlich, die den tatsächlichen Luftmassenstrom genau erfassen und als elektrisches Signal an die Regel- und Steuerelektronik ausgeben.

Der Sensor dient zur Messung des Luftmassenstroms bei Verbrennungsmotoren, um die Einspritzmenge genau an den momentanen Leistungsbedarf, den Luftdruck und die Lufttemperaturen anpassen zu können.

Luftmenge einschließlich der Strömungsrichtung.
Vom Sensorelement wird nur ein Teil des Luftmassenstroms erfasst. Die gesamte, durch das Messrohr strömende, Luftmasse wird durch eine Eichung, die Kennliniendefinition, ermittelt.

Kenngößenerläuterungen

\dot{m}_N	Luftmassendurchsatz
$\Delta \dot{m}$	absolute Genauigkeit
$\Delta \dot{m} / \dot{m}$	relative Genauigkeit
τ_{Δ}	Zeit, bis Messfehler 5% beträgt
τ_{63}	Zeit, bis Messwertänderung 63%

Aufbau

Das mikromechanische Sensorelement ist im Strömungskanal des Stecksensors angeordnet. Der Stecksensor eignet sich zum Einbau in Luftfiltern oder mit Messrohr zum Einbau in die Luftführung. Je nach erforderlichem Luftdurchsatz stehen verschiedene Größen des Messrohrs zur Verfügung. Ein in Mikromechanik realisiertes Messsystem mit einer Hybridschaltung ermöglicht die Auswertung der Messdaten, um bei pulsierenden Luftmassenströmen auch Rückströmungen zu erkennen.

Funktionsprinzip

Im Luftmassenmesser wird einem beheizten Sensorelement durch Wärmeübergang vom Heizelement auf den Luftstrom umso mehr Wärme entzogen, je größer die vorbeifließende Luftmasse ist. Die so entstehende Temperaturdifferenz ist ein Maß für die vorbeiströmende Luftmasse. Eine elektronische Hybridschaltung wertet diese Messdaten aus und ermöglicht so die genaue Erfassung der durchströmten

Robert Bosch GmbH
Automotive Aftermarket
Postfach 410960
76225 Karlsruhe
Deutschland

contact.i.business@de.bosch.com
www.bosch-sensoren.de



BOSCH
Technik fürs Leben

0 280 218 089

2/3



Bestellnummer

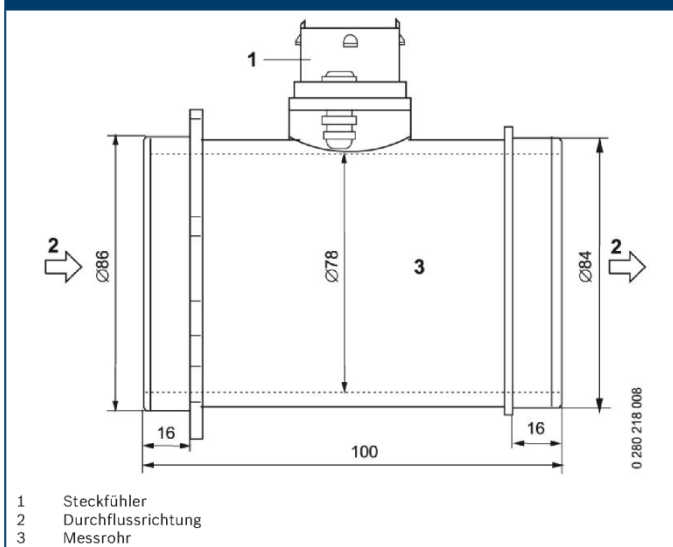
0 280 218 089

Technische Daten

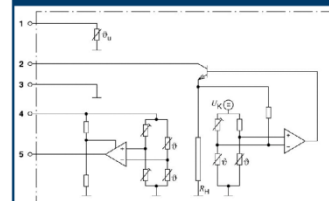
Messbereich	\dot{m}_N	-50 ... 1100 kg/h
Versorgungsnennspannung	U_N	14 V
Versorgungsspannungsbereich	U_V	8 ... 17 V
Genauigkeit	$\Delta \dot{m} / \dot{m}$	$\leq 3 \%$
Druckabfall bei \dot{m}_N ¹⁾	Δp	$< 15 \text{ hPa}$
Ausgangsspannung	U_A	0 ... 5 V
Stromaufnahme	I_V	$< 0,1 \text{ A}$
zulässige Schwingbeschleunigung		$\leq 150 \text{ m/s}^2$
Zeitkonstante	τ_{63} ²⁾	$\leq 15 \text{ ms}$
Zeitkonstante	τ_{Δ} ³⁾	$\leq 30 \text{ ms}$
Temperaturbereich ⁴⁾		-40 ... + 120 °C

Das Zubehör bitte nach Bedarf separat bestellen, da dieses nicht im Lieferumfang des Sensors enthalten ist.

Maßbilder



Funktionsschaltbild mit Pinbelegung



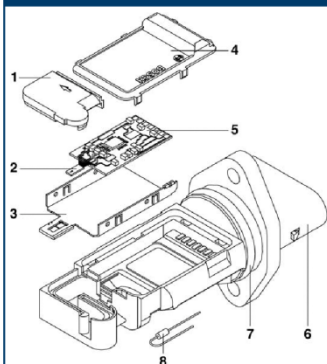
- 1 zusätzlicher Temperaturfühler (nicht bei Ausführung 4, Bestell-Nr. 0 280 218 008)
- 2 Versorgungsspannung U_V
- 3 Signalmasse
- 4 Referenzspannung 5 V
- 5 Messsignal U_A
- ϑ Temperaturabhängigkeit des Widerstandes
- R_H Heizwiderstand
- U_K Konstantspannung

0 280 218 089

3/3

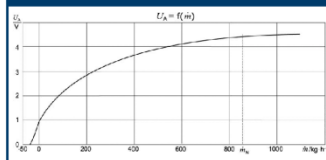


Aufbau des HFM 5-Steckfühlers

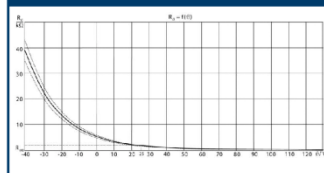


- 1 Messkanaldeckel
- 2 Sensor
- 3 Trägerblech
- 4 Hybriddeckel
- 5 Hybrid
- 6 Steckfühler
- 7 O-Ring
- 8 zusätzlicher Temperaturfühler

Luftmassenkennlinie bei Raumtemperatur



Widerstandsverlauf des Temperaturfühlers



Zubehör

Bestellnummer

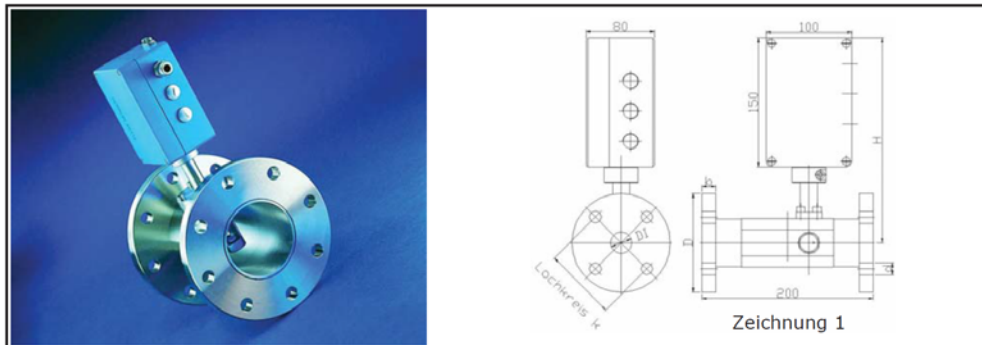
Kompaktstecker	5-polig	1 928 403 836
Kontaktstifte	bei Ø 0,5...1,0 mm²; Inhalt: 100 Stück	1 928 498 056
Kontaktstifte	bei Ø 1,5...2,5 mm²; Inhalt: 100 Stück	1 928 498 057
Einzeladerdichtungen	bei Ø 0,5...1,0 mm²; Inhalt: 10 Stück	1 928 300 599
Einzeladerdichtungen	bei Ø 1,5...2,5 mm²; Inhalt: 10 Stück	1 928 300 600

Das Zubehör bitte nach Bedarf separat bestellen, da dieses nicht im Lieferumfang des Sensors enthalten ist.

Volumenstrommesser



Vortex-Strömungssensor VA Di
auch für den Einsatz in Kondensat und Partikel beladenen Gasen



Messgröße

- Betriebsvolumenstrom
- Betriebsgeschwindigkeit
- Normvolumenstrom (in Kombination mit Druck- und Temperatursensoren)

Bauform

- Messrohr

Funktionsprinzip

- Wirbelzähler zur Durchfluss- und Volumen-Messung
- Messung der Wirbelablösefrequenz durch Ultraschall

Vorteile

- geringer Anlaufwert
- hohe Messdynamik (bis zu 1 : 100)
- ohne bewegliche Teile
- hohe Dauerstandsfestigkeit
- aggressionsbeständig
- arbeitet weitgehend unabhängig von der Gaszusammensetzung
- geringer Druckverlust
- Anpassen an Prozess-Parameter leicht möglich

Messmedium

- primär einphasige Gasgemische mit Luft, Stickstoff, Sauerstoff, Methan, Erdgas, Fackelgas, Ammoniak, Argon, Kohlenmonoxid, Wasserdampf ... als dominantem Bestandteil, Verbrennungsabgas, Faulgas, Biogas, Klärgas. Andere Gase auf Anfrage.

Einsatzfeld, Anwendungsbeispiele

- Durchflussmessung z. B. von Luft, Abgas, Prozessgas, Faul-, Bio- und Klärgas, Motor-Ansaugluft, Automobil-Abgas, Partikel-, Staub- und Faserbeladenem Gas, überhitztem Wasserdampf

Partikel, Kondensat, Feuchte im Messgas

- Beladung des Messgases durch Partikel wie Staub und Fasern bewirken keine Beeinflussung der Messung, solange keine Abrasion und keine Anlagerung am Sensor stattfindet.
- Relative Gasfeuchte kleiner 100 % führt zu keiner Beeinflussung der Messunsicherheit.
- Kondensat am Sensor kann abhängig von der Konzentration zu einer Beeinflussung der Messung führen. Bei mäßigem Kondensatanfall kann durch Einsatz des Vortex-Signalaufbereitungsmoduls VSM die Messunsicherheit verkleinert werden; Voraussetzung: externe Auswerteeinheit anstatt integriertem Umformer UVA



Typologie / Bestellschlüssel (Beispiel)

VA Di 25	G	E	40 m/s	p10	ZG1
(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)

Basis-Typen

Typ	ohne integriertem Messumformer UVA, Ausgang v/VA o. v/VA-Ex	mit integriertem Messumformer UVA (Ausgang 4-20 mA oder Ausgang 0-10 V)
	Artikel-Nr.	Artikel-Nr.
VA Di 25 GE 25 m/s / p10 ZG1	b015/010	b015/015
VA Di 25 GT 25 m/s / p10 ZG1	b015/020	b015/025
VA Di 25 GH 25 m/s / p10 ZG1	b015/030	b015/035
VA Di 25 GL 25 m/s / p10 ZG1	b015/040	b015/045
VA Di 40 GE 30 m/s / p10 ZG1	b015/011	b015/016
VA Di 40 GT 30 m/s / p10 ZG1	b015/021	b015/026
VA Di 40 GH 30 m/s / p10 ZG1	b015/031	b015/036
VA Di 40 GL 30 m/s / p10 ZG1	b015/041	b015/046
VA Di 50 GE 30 m/s / p10 ZG1	b015/012	b015/017
VA Di 50 GT 30 m/s / p10 ZG1	b015/022	b015/027
VA Di 50 GH 30 m/s / p10 ZG1	b015/032	b015/037
VA Di 50 GL 30 m/s / p10 ZG1	b015/042	b015/047
VA Di 80 GE 40 m/s / p10 ZG1	b015/013	b015/018
VA Di 80 GT 40 m/s / p10 ZG1	b015/023	b015/028
VA Di 80 GH 40 m/s / p10 ZG1	b015/033	b015/038
VA Di 80 GL 40 m/s / p10 ZG1	b015/043	b015/048
VA Di 100 GE 40 m/s / p10 ZG1	b015/014	b015/019
VA Di 100 GT 40 m/s / p10 ZG1	b015/024	b015/029
VA Di 100 GH 40 m/s / p10 ZG1	b015/034	b015/039
VA Di 100 GL 40 m/s / p10 ZG1	b015/044	b015/049

aA : Preis auf Anfrage

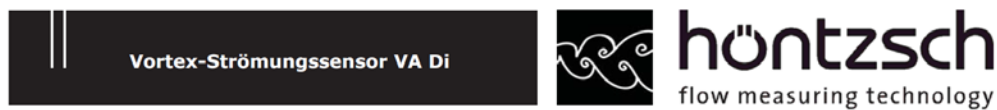
(1) Rohrnennweite / Rohrinneindurchmesser / Abmessungen / Sensorgewicht

Rohr- Innen-Ø Di [mm]	Flansch- Außen-Ø D [mm]	Flansch- stärke b [mm]	Loch- kreis-Ø k [mm]	Loch- Ø d [mm]	Loch- Anzahl	Sensor- Länge [mm]	Sensor- Höhe H [mm]	Sensor- Gewicht [kg]
25	115	16	85	14	4	200	245	8
40	150	16	110	18	4	200	250	10
50	165	18	125	18	4	200	250	10
80	200	20	160	18	8	200	270	12
100	220	20	180	18	8	200	286	15

Flanschmaße nach DIN 2527 PN16 Form C (andere Flanschmaße auf Anfrage)

(2) Messstoff

Gase

**(3) Medium-berührte Werkstoffe**

Ausführung	Material
... GE ...	Edelstahl 1.4571, Keramik
... GT ...	Titan 3.7161, Keramik
... GH ...	Hastelloy 2.4610 (HC4), Keramik
... GL ...	Tantal, Keramik

(4) Messbereich

Di [mm]	Volumenstrom [m³/h]	mittlere Strömungsgeschwindigkeit [m/s]
25	0,7 ... 44	0,4 ... 25
40	1,8 ... 135	0,4 ... 30
50	2,8 ... 212	0,4 ... 30
80	7,2 ... 724	0,4 ... 40
100	11,0 ... 1131	0,4 ... 40

Messunsicherheit	< 1 % v. M. + 0,3 % v. E. (bei +20 °C / 1000 hPa)
Reproduzierbarkeit	± (0,2 % v. M. + 0,025 % v. E.)
Ein-/Auslaufstrecke	Um eine möglichst große Messgenauigkeit zu erzielen, empfiehlt sich eine Ein-/Auslaufstrecke von 20/10 x Di. Die Einlaufstrecke kann durch Verwendung eines Strömungsgleichrichters (siehe Zubehör) erheblich verkürzt werden. Weitere Information zu diesem Thema können der Bedienungsanleitung U283_VADi_B_d entnommen werden.

(5) Druckbeständigkeit

bis 10 bar / 1 MPa Überdruck

(6) Bauform

gemäß Zeichnung Nr. 1

Anschlussgehäuse AS102

Abmessungen	L/B/H: 100/80/150 mm
Material	Aluminiumguss Legierung G Al Si12 / DIN 1725,
Schutzart	IP65, IEC 529 und EN 60 529
Anschluss	Einführungen für abgeschirmte Leitungen mit Außendurchmesser 5 ... 10 mm, Kontaktierung des Cu-Gesamtschirms durch die metallischen Kabelverschraubungen

Elektromagnetische Verträglichkeit (EMV)

gemäß EN 61 000-6-2 / IEC77

Einbaulage

beliebig	Um sicherzustellen, dass der Sensor bei horizontaler Rohrleitungsführung auch bei mäßigen Kondensatanlagerungen funktionsfähig bleibt, sollten die Sensoren VA Di 25 so eingebaut werden, dass das Anschlussgehäuse nach oben zeigt, und die Sensoren VA Di 40, VA Di 50, VA Di 80 und VA Di 100 so eingebaut werden, dass das Anschlussgehäuse zur Seite zeigt. Bei vertikaler Rohrleitungsführung ist die Einbaulage bei allen Sensoren VA Di ... - auch bei Auftreten mäßiger Kondensatanlagerungen - frei.
----------	--

Gasanalyse

Sauerstoff-Analysatormodul Magnos206

Messprinzip

Paramagnetisches Verhalten von Sauerstoff
Magnetomechanischer Sauerstoff-Analysator; kurze T_{90} -Zeit

Messkomponente und kleinster Messbereich

Messkomponente
Sauerstoff (O_2)
Kleinster Messbereich
0...0,5 Vol.-% O_2

Stabilität

Linearitätsabweichung
 $\leq 0,5\%$ der Messspanne
Wiederholpräzision
 ≤ 50 ppm O_2 (Zeitbasis für Gaswechsel ≥ 5 min)
Nullpunktdrift
 $\leq 3\%$ der Messspanne des kleinsten Messbereiches (gemäß Bestellung) pro Woche, mindestens 300 ppm O_2 pro Woche; nach längeren Transport-/Lagerzeiten kann die Drift in den ersten Wochen höher sein.
Empfindlichkeitsdrift
 $\leq 0,1$ Vol.-% O_2 pro Woche oder $\leq 1\%$ des Messwertes pro Woche (nicht kumulativ), es gilt der jeweils kleinere Wert; $\leq 0,25\%$ des Messwertes pro Jahr
Ausgangssignalschwankung (2 σ)
 ≤ 25 ppm O_2 bei elektronischer T90-Zeit (statisch/dynamisch) = 3/0 s
Nachweisgrenze (4 σ)
 ≤ 50 ppm O_2 bei elektronischer T90-Zeit (statisch/dynamisch) = 3/0 s

Messbereiche

Anzahl
4 Messbereiche
Die Messbereiche können frei eingestellt werden. Sie sind werksseitig entweder auf 0...10/15/25/100 Vol.-% O_2 oder gemäß Bestellung eingestellt.
Größter Messbereich
0...100 Vol.-% O_2 . Messbereiche innerhalb von Zündgrenzen können nicht ausgeführt werden.
Messbereiche mit unterdrücktem Nullpunkt
Messbereichsunterdrückung max. 1: 100, z. B. 99...100 Vol.-% O_2 . Hochunterdrückte Messbereiche (≥ 95 ...100 Vol.-% O_2) und Anfangsmessbereiche in demselben Analysator sind zu vermeiden. Druckkorrektur mittels Drucksensor erforderlich.
Messbereichsumschaltung
manuell; wahlweise zusätzlich extern gesteuert oder automatisch
Grenzwertüberwachung
Bei der Gerätekonfiguration können Grenzwerte eingestellt werden. Die Grenzwertsignale (Alarmer) werden über Digitalausgänge ausgegeben.

Kalibrierung

Nullpunktkalibrierung
mit sauerstofffreiem Betriebsgas oder mit Ersatzgas
Endpunktkalibrierung
mit Betriebsgas mit bekannter Sauerstoffkonzentration oder mit Ersatzgas, z. B. getrockneter Luft
Einpunktkalibrierung
für Messbereiche von 0...5 Vol.-% O_2 bis 0...25 Vol.-% O_2
Kalibrierung des Nullpunktes mit beliebiger Sauerstoffkonzentration, z. B. mit Stickstoff (N_2) oder mit Umgebungsluft, die über einen Kühler oder H_2O -Absorber aufbereitet ist.
Für die Einpunktkalibrierung mit Luft wird die Druckkorrektur mittels Drucksensor empfohlen.
Nullpunkt und Endpunkt müssen abhängig von der Messaufgabe regelmäßig überprüft werden (Empfehlung: einmal jährlich).
Messbereiche mit unterdrücktem Nullpunkt
Hochunterdrückte Messbereiche (≥ 95 ...100 Vol.-% O_2) dürfen nur mit Prüfgasen kalibriert werden, deren Konzentration im gewählten Messbereich liegt.
Für unterdrückte Messbereiche ist auch die Einpunktkalibrierung möglich. Die O_2 -Konzentration des Prüfgases muss innerhalb des Messbereiches liegen.

Einflüsseffekte

Durchflusseinfluss
 $\leq 0,1$ Vol.-% O_2 im zulässigen Bereich
Begleitgaseinfluss
Der Einfluss von Begleitgasen als Verschiebung des Nullpunktes – ausgedrückt in Vol.-% O_2 – kann anhand der Richtwerte in der folgenden Tabelle abgeschätzt werden:

Begleitgaskonzentration 100 Vol.-%	Nullpunktverschiebung in Vol.-% O_2
Wasserstoff H_2	+0,28
Schwefelwasserstoff H_2S	-0,45
Argon Ar	-0,26
Helium He	+0,30
Neon Ne	+0,13
Stickstoff N_2	0
Stickoxid NO	+43
Stickstoffdioxid NO_2	+28
Distickstoffoxid N_2O	-0,20
Kohlenmonoxid CO	-0,01
Kohlendioxid CO_2	-0,32
Kohlenoxidsulfid COS	-0,90
Ethan C_2H_6	-0,46
Ethen C_2H_4	-0,29
Methan CH_4	-0,24
Propan C_3H_8	-0,98
Propylen C_3H_6	-0,55
Trichloräthylen C_2HCl_3	-2,17
Vinylchlorid CH_2CHCl	-0,75

Weitere Begleitgase siehe EN 61207-3

Sauerstoff-Analysatormodul Magnos206

Temperatureinfluss

- Umgebungstemperatur im zulässigen Bereich
 - am Nullpunkt: $\leq 0,02$ Vol.-% O_2 pro $10^\circ C$
 - auf die Empfindlichkeit: $\leq 0,1\%$ des Messwertes pro $10^\circ C$
- Thermostatentemperatur = $64^\circ C$

Luftdruckeinfluss

- am Nullpunkt: kein Einflusseffekt
 - auf die Empfindlichkeit ohne Druckkorrektur:
 - $\leq 1\%$ des Messwertes pro 1% Luftdruckänderung
 - auf die Empfindlichkeit mit Druckkorrektur mittels eingebautem Drucksensor (Option):
 - $\leq 0,1\%$ des Messwertes pro 1% Luftdruckänderung;
 - für hochunterdrückte Messbereiche $\leq 0,01\%$ des Messwertes pro 1% Luftdruckänderung oder $\leq 0,002$ Vol.-% O_2 pro 1% Luftdruckänderung, es gilt der jeweils größere Wert.
- Arbeitsbereich des Drucksensors: $p_{abs} = 600 \dots 1250$ hPa

Energieversorgungseinfluss

- 24 V DC $\pm 5\%$: $\leq 0,4\%$ der Messspanne

Lageeinfluss

- Nullpunktverschiebung $\leq 0,05$ Vol.-% O_2 pro 1° Abweichung von der horizontalen Ausrichtung. Bei fest installiertem Gerät wirkt sich der Lageeinfluss nicht aus.

Dynamisches Verhalten

Anwärmzeit

- < 1 h

T_{90} -Zeit

- $T_{90} \leq 3,5 \dots 10$ s bei Messgasdurchfluss = 90 l/h und elektrischer T90-Zeit (statisch/dynamisch) = $3/0$ s,
- Gasumschaltung von N_2 auf Luft (gilt für ein Analysengerät mit 1 Analysatormodul)

Werkstoffe der mediumberührten Teile

Analysator

- rost- und säurebeständiger Stahl 1.4305, Glas, Platin, Rhodium, Epoxidharz; Dichtungen: FPM, Option: FFKM75

Drucksensor

- Silicongel, Kunststoff, FPM

Gasanschlüsse

Anordnung und Ausführung

- Gasanschlüsse auf der Rückseite (im 19-Zoll-Gehäuse) bzw. der Unterseite (im Wandgehäuse) des Analysatormoduls mit $1/8$ -NPT-Innengewinde für handelsübliche Adapter, z. B. Swagelok®; Anschlussbild siehe Seite 35

Messkammeranschluss

- Die Messkammer ist direkt an die Gasanschlüsse angeschlossen.

Elektrische Anschlüsse

Systembus

- 3-poliger Buchsenstecker

Externe 24-V-DC-Versorgung

- 4-poliger Stiftstecker

Gaseingangsbedingungen

Temperatur

- $+5 \dots +50^\circ C$

Der Taupunkt des Messgases muss um mindestens $5^\circ C$ niedriger als die niedrigste Umgebungstemperatur im gesamten Messgasweg sein. Andernfalls ist ein Messgaskühler oder ein Kondensatabscheider erforderlich. Schwankender Wasserdampfgehalt verursacht einen Volumenfehler.

Eingangsdruck

- $p_e = 2 \dots 100$ hPa

Bei geringerem Druck ist eine Messgaspumpe und bei höherem Druck ist ein Druckminderer erforderlich.

Ausgangsdruck

- Atmosphärendruck

Durchfluss

- $30 \dots 90$ l/h

Bei hochunterdrückten Messbereichen sind abrupte Änderungen des Messgasdurchflusses zu vermeiden.

Korrosive Gase

Enthält das Messgas Cl_2 , HCl , HF oder andere korrosive Bestandteile, so ist Rücksprache mit ABB Analytical erforderlich.

Enthält das Messgas NH_3 , so müssen FFKM75-Dichtungen verwendet werden; in diesem Fall kann das Pneumatikmodul nicht an das Analysatormodul angeschlossen werden.

Brennbare Gase

Das Analysatormodul ist geeignet zur Messung von brennbaren Gasen und Dämpfen unter atmosphärischen Bedingungen ($p_{abs} \leq 1,1$ bar, Sauerstoffgehalt ≤ 21 Vol.-%). Temperaturklasse: T4. Das Messgas darf im normalen Betrieb nicht explosionsfähig sein; falls es bei Störungen der Messgasversorgung explosionsfähig ist, dann nur selten und kurzzeitig (entsprechend Zone 2). Druck im Messgasweg im normalen Betrieb $p_g \leq 100$ hPa; bei Störungen der Messgasversorgung darf der Druck den Maximalwert von $p_g = 500$ hPa nicht überschreiten.

Vor dem Einsatz des Analysatormoduls muss die Korrosionsbeständigkeit für das vorhandene Messgas geprüft werden. Bei der Messung von brennbaren Gasen und Dämpfen ist eine Gehäusespülung mit N_2 vorzusehen. Als Option können Flammensperren eingesetzt werden (ausgenommen in der Ausführung „Safety Concept“, siehe Seite 38). Druckabfall an den Flammensperren ca. 40 hPa bei Messgasdurchfluss 50 l/h. Material der Flammensperren: Edelstahl 1.4571.

Energieversorgung

Eingangsspannung, Leistungsaufnahme

- 24 V DC $\pm 5\%$, max. 50 W

Anforderungen an den Aufstellungsort

Schwingungen/Erschütterungen

- max. $\pm 0,04$ mm bei $5 \dots 20$ Hz

Umgebungstemperatur

- Betrieb: $+5 \dots +45/50^\circ C$ bei Einbau in Gehäuse mit/ohne Elektronikmodul; Lagerung und Transport: $-25 \dots +65^\circ C$

Optischer Sauerstoffsensor

Sensors

NeoFox Phase Measurement System

Benchtop and Handheld Electronics for Your Optical O₂ Sensor



For oxygen sensing, the NeoFox® Phase Measurement System is our most popular fluorescence-based optical sensing system. Because of NeoFox's unique ability to improve overall system stability and make calibration easier for a wide variety of oxygen sensing setups, it is the choice for measuring fluorescence lifetime, phase and intensity. Plus, NeoFox is brilliantly suited for applications where sensitivity to drift and system stability are critical.

The NeoFox uses LED excitation and photodiode detection with filter-based wavelength selection for easy experimental setup and control. Because the unit is self-contained, it is invariant to fiber bending and stray light, and has a wide dynamic range of optical intensity as well as low optical and electronic crosstalk, and low drift and phase noise.

NeoFox is available in two popular formats: NeoFox Benchtop and NeoFox Sport for handheld measurements. NEOFOX-GT is a more robust benchtop option with RS-232 communications capability.

NeoFox Specifications		
	Benchtop Item Code: NEOFOX	Portable/Handheld Item Code: NEOFOX-SPORT
Dimensions:	107.95 mm x 63.5 mm x 38.1 mm	327.6 mm x 190.5 mm x 66.5 mm
Weight:	642 g	928 g
Principle:	Photoluminescence quenching using a ruthenium compound; sensor measures O ₂ partial pressure	Photoluminescence quenching using a ruthenium compound; sensor measures O ₂ partial pressure
Parameters measured:	Luminescence phase shift, AC luminescence intensity, temperature (via optional external thermistors) and pressure (via onboard pressure transducer)	Luminescence phase shift, AC luminescence intensity, temperature (via optional external thermistors) and pressure (via onboard pressure transducer)
Sensor coating formulations (sol gel-embedded dyes):	General purpose (FOXY), high-sensitivity (FOSPOR) and hydrocarbon-ready (HIOXY)	General purpose (FOXY), high-sensitivity (FOSPOR) and hydrocarbon-ready (HIOXY)
Media:	Gases and liquids	Gases and liquids
Computer interface:	PC	For full range of functions – PC For basic functions – operate from DPU interface of unit
Operating systems:	Windows XP (32-bit); also, Windows 7 (32-bit)	Windows XP (32-bit); also, Windows 7 (32-bit)
Power input:	5VDC, 500 mA steady state	5VDC, 500 mA steady state
Communications:	USB, analog out, RS-232	USB, analog out, RS-232



NeoFox Viewer Software

NeoFox Viewer is the Windows-based software that allows you to collect, manage and analyze data with your NeoFox or NeoFox Sport phase measurement system. This nimble software also makes it simple to configure your NeoFox and update firmware when necessary. Use NeoFox Viewer to get the most out of your NeoFox and to ensure reliability through each measurement.

You can download a free copy of NeoFox Viewer at www.oceanoptics.com.

NeoFox Probe and Patch-Based Systems

Full System Performance Specifications



One of the biggest advantages our fiber optic oxygen sensors offer compared with electrodes and other optical sensors is the range of available sampling options. In the table below we've compiled performance data for NeoFox-based systems used with our two primary sampling choices: oxygen probes and patches. Please note that some performance parameters vary according to the sensor format and coating formulation used.

One other item of interest: The specifications for O₂% and dissolved oxygen range are given for conditions at 1 ATM (atmosphere). At 1 ATM (typical conditions on Earth), we breathe many molecules such as nitrogen, helium, hydrogen and oxygen. All these molecules make up the total pressure in the environment. The ruthenium in our sensors is sensitive only to oxygen, which is just one part of the total pressure in the environment. So, when we determine the percentage of oxygen present in the environment at 1 ATM, we're measuring part of the total pressure, hence the term "partial pressure."

Probe-based System Specifications	FOXY Formulation	FOSPOR Formulation	HIOXY Formulation
Recommended use:	General purpose coating	High-sensitivity coating for low-oxygen environments	Robust coating for hydrocarbon-rich environments
O ₂ % range (at 1 ATM):	0-100%	0-10%	0-20.9%
DO range (ppm at 1 ATM):	0-40 ppm	0-4 ppm	0-8 ppm
Temperature range:	-50 to +80 °C for probes	0 to +60 °C for probes	-50 to +60 °C for probes
O ₂ % resolution:	100 ppm in gas	10 ppm in gas	100 ppm in gas
DO resolution (at room temp):	4 ppb	0.4 ppb	4 ppb
O ₂ % accuracy:	<5% of reading	<5% of reading	<5% of reading
DO accuracy:	<5% of reading	<5% of reading	<5% of reading
Min. detectable level in gas:	0.01% - 0.05%	0.001% - 0.01%	0.01% - 0.05%
Response time:	<1 s in gas 45-60 s with overcoating in gas 30-45 s in pure water	<30-80 s in gas 60-90 s with overcoating in gas 60-90 s in pure water	<1 s in gas NA ~45 s in pure water
Patch-based System Specifications	FOXY Formulation	FOSPOR Formulation	HIOXY Formulation
Recommended use:	General purpose coating	High-sensitivity coating for low-oxygen environments	Robust coating for hydrocarbon-rich environments
O ₂ % range (at 1 ATM):	0-100%	0-10%	0-20%
DO range (ppm at 1 ATM):	0-40 ppm	0-4 ppm	0-8 ppm
Temperature range:	-20 to +60 °C for patches	0 to +60 °C for patches	-20 to +60 °C for patches
O ₂ % resolution:	0.05% (at 20 s averaging)	0.01% (at 30 s averaging)	0.05% (at 20 s averaging)
DO resolution (at room temp):	20 ppb	4 ppb	20 ppb
O ₂ % accuracy:	5% of reading	5% of reading	5% of reading
DO accuracy:	5% of reading	5% of reading	5% of reading
Min. detectable level:	0.1% O ₂	0.01% O ₂ (at 30 s averaging)	0.1% O ₂
Min. detectable level in water (at room temp):	40 ppb	4 ppb	40 ppb
Response time:	<1 s in gas ~30-45 s with overcoating in gas ~45 s in pure water	30-60 s ~60-90 s with overcoating in gas ~60-90 s in pure water	<1 s in gas NA ~30-45 s in pure water
Stability (Continuous LED)	FOXY Formulation	FOSPOR Formulation	HIOXY Formulation
Lifetime stability (Tau):	0.0006 µsec/hour	0.003 µsec/hour	0.0002 µsec/hour
Oxygen stability %:	0.01% hour	0.005% hour	0.007% hour
Modulation range:	0.73 kHz-93.75 kHz	0.73 kHz-93.75 kHz	0.73 kHz-93.75 kHz

Drucksensoren in den Messbänken

Technologies for Sensors Indicators and Systems

| Kraft | Druck | Temperatur | Schalten



Drucksensoren für allgemeine Anwendungen

mit innenliegender Membran
für Überdruck und Absolutdruck

Genauigkeit 0,25% und 0,5 %

Standardausgang: 4...20 mA; 2-Leitertechnik
oder 0 ... 5 VDC; 3-Leitertechnik
oder 0...10 VDC; 3-Leitertechnik



Beschreibung

Drucksensoren für allgemeine Anwendungen sind Spitzenprodukte unter den Drucksensoren.

Genauigkeit, Zuverlässigkeit, Korrosionsbeständigkeit und mechanische Belastbarkeit machen sie für alle Druckmessaufgaben geeignet: in der Produktion, der Entwicklung oder dem Labor.

Die nach EN abgestuften Messbereiche erstrecken sich von 25 mbar bis zu dem Höchstdruckbereich von 2500 bar. Gehäuse und messstoffberührte Teile sind aus Edelstahl und damit resistent gegenüber chemisch aggressiven Messstoffen. Druckanschluss und Messzelle sind miteinander verschweißt, wodurch das Messsystem besonders widerstandsfähig gegen mechanische Schock- oder Vibrationseinflüsse ist.

Bei erschwerten Messaufgaben (z.B. hydrostatische Säule) erlauben zwei Potentiometer die Anpassung von Nullpunkt und Messspanne.

Die Drucksensoren für allgemeine Anwendungen genügen der elektromagnetischen Verträglichkeit (EMV) nach EN 61326.

Merkmale

- o Messbereiche von 25 mbar bis 2500 bar
- o Feinstufige Auswahl der Nenndruckbereiche nach EN
- o Korrosionsbeständige Edelstahlausführung
- o Hohe Überlastsicherheit
- o Große Schock- und Vibrationsfestigkeit
- o Für dynamische oder statische Messungen
- o Gute Reproduzierbarkeit
- o Einfache Montage

Anzeigebereiche

Überdruck

Negativ	-1 ... 0	bar bis	-0,025... 0 bar
Positiv	0 ... 0,025	bar bis	0 ... 2500 bar
Absolutdruck	0 ... 0,25	bar bis	0 ... 16 bar

Einsatzbereiche

Entwicklung und Labor,
Prozess- und Verfahrenstechnik,
Anlagenbau, Apparatebau,
Hydraulik, Pneumatik.

Baureihe: P3276

tec sis GmbH
Carl-Legien Str. 40 - 44
D-63073 Offenbach / Main
Tel.: +49(0) 69 / 5806-0

Vertrieb National
Fax: +49(0) 69 / 5806-7788

Vertrieb International
Fax: +49(0) 69 / 5806-7788

e-Mail: info@tec sis.de
Internet: www.tec sis.de

DD 700 I
03/2013

S. 1 / 4

Technische Daten

Baureihe	P3276						Option
Druckart	negativer oder positiver Überdruck				Absolutdruck		negativer und positiver Überdruck
Ausgangssignal	4...20 mA - 2-Leitertechnik 0...5 VDC - 3-Leitertechnik 0...10 VDC - 3-Leitertechnik						Sondersignale auf Anfrage
Genauigkeit % v.EW. ¹⁾	0,5	0,25	0,5	0,25	0,5	0,25	
	0,25% BfSL	0,13% BfSL	0,25% BfSL	0,13% BfSL	0,25% BfSL	0,13% BfSL	
Messbereiche nach EN	0 ... 0,1 bar ²⁾ bis 0 ... 25 bar		0 ... 40 bar bis 0 ... 2500 bar		0 ... 0,25 bar bis 0 ... 16 bar		0...25 mbar ³⁾ 0...40 mbar 0...60 mbar
Sensorelement	piezoresistiv		Dünnsfilm		piezoresistiv		
Nichtlinearität	≤ ±0,2 % v.EW. (BfSL) nach IEC 61298-2						
Nicht wiederholbarkeit	≤ ±0,1 % v.EW.						
Stabilität pro Jahr	≤ ± 0,2 % v.EW. bei Referenzbedingungen						
Gehäuse	Edelstahl						
Druckanschluss ⁴⁾	G ½ B nach EN 837						G¼B, ½NPT, ¾NPT
messstoffberührte Teile	Edelstahl						
Überlastgrenze	≤ 16 bar 3,5-fach; ≤ 600 bar 2-fach; > 600 bar 1,5-fach; ≥ 1600 bar 1,2-fach						
Elektr. Anschluss	Stecker DIN EN 175301-803 Form A mit Kabeldose Rundsteckverbinder M12x1, 4-polig						Kabelaussgang mit 1 m Kabel
Hilfsenergie	10...30 VDC (14...30 VDC für Ausgang 0...10 V)						
Stromaufnahme	Stromausgang 4...20 mA: Signalstrom Spannungsausgang: 8 mA						
Bürde	$\leq \frac{UB - 10V}{0,020A}$ für Ausgang 0(4)...20 mA > 5 kOhm für Ausgang 0... 5 V > 10 kOhm für Ausgang 0...10 V						
Temperaturkomp. Bereich	0... 80 °C						
Temperatureinfluss							
– Nullpunkt	≤ ± 0,2 % /10 K ⁵⁾						
– Messspanne	≤ ± 0,2 % /10 K						
Einstellbarkeit	Nullpunkt und Messspanne bis zu ± 5 %						
Einstellzeit	≤1 ms (innerhalb 10 % bis 90 % v. EW.)						
Schutzart	IP 65 nach EN 60529/IEC 529 IP 67 bei M12x1 Stecker						IP67 / IP 68 bei Kabelaussgang
CE-Konformität							
-Druckgeräterichtlinie	97/23/EG						
EMV-Richtlinie	2004/108/EG, EN 61326 Emission (Gruppe 1, Klasse B) und Störfestigkeit (industrieller Bereich)						
Störaussendung ⁶⁾	nach EN 61326						
Störfestigkeit ⁶⁾	nach EN 61326						
Elektrische Schutzarten	Verpolungs-, Überspannungs- und Kurzschlusschutz						
Isolationsspannung ⁷⁾	500 VDC						
Temperaturbereiche							
– Lager	-40 ... 100 °C						Messstofftemperatur
– Messstoff	-30 ... 100 °C						-40 ... 125 °C
– Umgebung	-20 ... 80 °C						
Gewicht	ca. 0,2 kg						

v.EW = vom Messbereichsendwert

¹⁾ Einschließlich Nichtlinearität, Hysterese, Nullpunkt- und Endwertabweichung (entspricht Messabweichung nach IEC 61298-2)²⁾ 0,25% Genauigkeit nur für Messbereiche ≥ 0,25 bar³⁾ Für Messbereiche < 0,1 bar: Baureihe P3275; techn. Daten wie P3276;
messstoffberührte Teile 1.4571, Si, Al und Au; nur für trockene, nicht aggressive Gase einsetzbar⁴⁾ 0 ... 2500 bar M16 x 1,5 innen⁵⁾ ≤ ± 0,4 % /10 K für Messbereiche 0...0,1 und 0...0,16 bar⁶⁾ Konformitätserklärung auf Antrag⁷⁾ NEC Class 02 Spannungsversorgung (Niederspannung und Niederstrom max. 100 VA auch im Fehlerzustand)

Drucksensoren in den Flanschen

Elektronische Druckmesstechnik

Druckmessumformer Für allgemeine industrielle Anwendungen Typ A-10

WIKA Datenblatt PE 81.60



Anwendungen

- Maschinenbau
- Schiffsbau
- Mess- und Regelungstechnik
- Hydraulik und Pneumatik
- Pumpen und Kompressoren

Leistungsmerkmale

- Messbereiche von 0 ... 0,6 bis 0 ... 1.000 bar
- Nichtlinearität 0,25 % oder 0,5 %
- Ausgang 4 ... 20 mA, DC 0 ... 10 V, DC 0 ... 5 V und weitere
- Elektrischer Anschluss: Winkelstecker Form A und C, Rundstecker M12 x 1, Kabelausgang 2 m
- Prozessanschluss G 1/4 A DIN 3852-E, 1/4 NPT und weitere



Druckmessumformer Typ A-10

Beschreibung

Der Druckmessumformer Typ A-10 für allgemeine industrielle Anwendungen besticht nicht nur durch seine kompakte Bauform, vielmehr bietet er exzellente Qualität zu einem extrem günstigen Preis.

Der Anwender kann zwischen einer Nichtlinearität von 0,25 % oder 0,5 % wählen. Ein kostenloses Testprotokoll informiert über die bei der Fertigung aufgenommenen Messpunkte.

Der Typ A-10 ist durch die internationalen Zulassungen cULus und GOST-R für den weltweiten Einsatz gerüstet. Die notwendigen unterschiedlichen Druckeinheiten und Prozessanschlüsse für die jeweiligen Einsatzbedingungen sind kurzfristig verfügbar.

WIKA Datenblatt PE 81.60 - 07/2014

Seite 1 von 8

Datenblätter zu ähnlichen Produkten:
Druckmessumformer für allgemeine Anwendungen; Typ S-10; siehe Datenblatt PE 81.01

Messbereiche

Relativdruck									
bar	Messbereich	0 ... 0,6	0 ... 1	0 ... 1,6	0 ... 2,5	0 ... 4	0 ... 6	0 ... 10 ¹⁾	0 ... 16 ¹⁾
	Überlast-Druckgrenze	1,2	2	3,2	5	8	12	20	32
	Messbereich	0 ... 25 ¹⁾	0 ... 40	0 ... 60	0 ... 100	0 ... 160	0 ... 250	0 ... 400	0 ... 600
	Überlast-Druckgrenze	50	80	120	200	320	500	800	1.200
psi	Messbereich	0 ... 1.000							
	Überlast-Druckgrenze	1.500							
	Messbereich	0 ... 15	0 ... 25	0 ... 30	0 ... 50	0 ... 100	0 ... 160 ¹⁾	0 ... 200 ¹⁾	0 ... 300 ¹⁾
	Überlast-Druckgrenze	30	60	60	100	200	290	400	600
psi	Messbereich	0 ... 500	0 ... 1.000	0 ... 1.500	0 ... 2.000	0 ... 3.000	0 ... 5.000	0 ... 10.000	
	Überlast-Druckgrenze	1.000	1.740	2.900	4.000	6.000	10.000	17.400	
Absolutdruck									
bar	Messbereich	0 ... 1	0 ... 1,6	0 ... 2,5	0 ... 4	0 ... 6	0 ... 10	0 ... 16	0 ... 25
	Überlast-Druckgrenze	2	3,2	5	8	12	20	32	50
psi	Messbereich	0 ... 15	0 ... 25	0 ... 30	0 ... 50	0 ... 100	0 ... 150	0 ... 200	0 ... 300
	Überlast-Druckgrenze	30	60	60	100	200	290	400	600
Vakuum- und +/- Messbereich									
bar	Messbereich	-1 ... 0	-1 ... +0,6	-1 ... +1,5	-1 ... +3	-1 ... +5			
	Überlast-Druckgrenze	2	3,2	5	8	12			
	Messbereich	-1 ... +9	-1 ... +15	-1 ... +24					
	Überlast-Druckgrenze	20	32	50					
psi	Messbereich	-30 inHg ... 0	-30 inHg ... +15	-30 inHg ... +30	-30 inHg ... +60	-30 inHg ... +100			
	Überlast-Druckgrenze	30	60	60	150	250			
	Messbereich	-30 inHg ... +160	-30 inHg ... +200	-30 inHg ... +300					
	Überlast-Druckgrenze	350	450	600					

1) Wird das Medium Wasser gemessen, empfiehlt sich eine erhöhte Überlast-Druckgrenze.

Die angegebenen Messbereiche sind auch in kg/cm², MPa und kPa verfügbar.

Weitere Messbereiche auf Anfrage erhältlich

Vakuumfestigkeit

Ja

Ausgangssignal

Signalart	Signal
Strom (2-Leiter)	4 ... 20 mA
Spannung (3-Leiter)	DC 0 ... 10 V
	DC 0 ... 5 V
	DC 1 ... 5 V
	DC 0,5 ... 4,5 V
Ratiometrisch (3-Leiter)	DC 0,5 ... 4,5 V

Weitere Ausgangssignale auf Anfrage erhältlich.

Je nach Signalart gelten folgende Bürden:

Strom (2-Leiter): $\leq (\text{Hilfsenergie} - 8 \text{ V}) / 0,02 \text{ A}$

Spannung (3-Leiter): $> \text{maximales Ausgangssignal} / 1 \text{ mA}$

Ratiometrisch (3-Leiter): $> 4,5 \text{ k}$

Spannungsversorgung

Hilfsenergie

Ausgangssignal	Hilfsenergie	
	Standard	Option
4 ... 20 mA	DC 8 ... 30 V	DC 8 ... 35 V ²⁾
DC 0 ... 10 V	DC 14 ... 30 V	DC 14 ... 35 V
DC 0 ... 5 V	DC 8 ... 30 V	DC 8 ... 35 V
DC 1 ... 5 V	DC 8 ... 30 V	DC 8 ... 35 V
DC 0,5 ... 4,5 V	DC 8 ... 30 V	DC 8 ... 35 V
DC 0,5 ... 4,5 V ratiometrisch	DC 5 V \pm 10 %	-

2) Nicht möglich bei Nichtlinearität 0,25 % BFSL

Die Versorgung des Druckmessumformers muss durch einen energiebegrenzten Stromkreis gemäß 9.3 der UL/EN/IEC 61010-1 oder LPS gemäß UL/EN/IEC 60950-1 oder Class 2 gemäß UL1310/UL1585 (NEC oder CEC) erfolgen. Die Stromversorgung muss für den Betrieb oberhalb 2.000 m geeignet sein, falls der Druckmessumformer ab dieser Höhe verwendet wird.

Gesamtstromaufnahme

Strom (2-Leiter): Signalstrom, max. 25 mA
 Spannung (3-Leiter): 8 mA
 Ratiometrisch (3-Leiter): 8 mA

Genauigkeitsangaben

Der Typ A-10 ist optional mit einer verbesserten Nichtlinearität erhältlich. Je nach ausgewählter Nichtlinearität ergeben sich die folgenden Werte:

	Standard	Option
Nichtlinearität nach BFSL (IEC 61298-2)	$\leq \pm 0,5$ % der Spanne	$\leq \pm 0,25$ % der Spanne
Messabweichung des Nullsignals	Typisch: $\leq \pm 0,5$ % der Spanne Maximal: $\leq \pm 0,8$ % der Spanne	Typisch: $\leq \pm 0,15$ % der Spanne Maximal: $\leq \pm 0,4$ % der Spanne
Genauigkeit bei Raumtemperatur ³⁾	$\leq \pm 1$ % der Spanne	$\leq \pm 0,5$ % der Spanne $\leq \pm 0,6$ % der Spanne (bei DC 0 ... 5 V)

3) Einschließlich Nichtlinearität, Hysterese, Nullpunkt- und Endwertabweichung (entspricht Messabweichung nach IEC 61298-2), kalibriert bei senkrechter Einbaulage mit Prozessanschluss nach unten

Nichtwiederholbarkeit

$\leq 0,1$ % der Spanne

Signalrauschen

$\leq \pm 0,3$ % der Spanne

Temperaturfehler bei 0 ... 80 °C

- Typisch: 1 % der Spanne
- Maximal: 2,5 % der Spanne

Langzeitdrift

$\leq \pm 0,1$ % der Spanne

Feuchtigkeitssensoren

Feuchte/Temperatur-Messgerät · für Industrieanwendungen, kapazitives Messverfahren · Typ AFK-E



Beschreibung

Die KOBOLD Messgeräte AFK-E sind für die exakte Messung von Feuchte und Temperatur im Bereich industrieller Anwendungen bestimmt. Sie ermöglichen Messungen im Bereich 0...100 % rF und zwischen -40 °C und +180 °C.

Basis für diese hoch genaue Transmitterserie bildet ein kapazitives Feuchtesensorelement, das sich durch ausgezeichnete Langzeitstabilität, kleinste Hysterese und hohe chemische Beständigkeit auszeichnet.

Die Werte für Feuchte und Temperatur werden auf zwei Analogausgängen abgebildet. Zur Auswahl steht ein frei skalier- und wählbares Stromsignal im Bereich von 4 bis 20 mA oder ein beliebiges Spannungssignal zwischen 0 und 10 V.

Ermöglicht wird diese Flexibilität durch den Einsatz modernster Mikroprozessortechnologie, wobei sowohl die Skalierung als auch die Wahl des Ausgangssignals mittels einer unter MS Windows lauffähigen und benutzerfreundlichen Grafikoberfläche erfolgt. Eine nachträgliche Änderung der Werkseinstellung ist somit einfach vom Anwender durchführbar.

Ein Sensortausch ohne Neuabgleich beim Hersteller ist möglich, da die sensorspezifischen Kenndaten über die Software programmiert werden können.

Neben den Messwerten für Feuchte und Temperatur liefert der Messumformer folgende Rechengrößen:

- Taupunkttemperatur
- Frostpunkttemperatur
- Feuchtkugelttemperatur
- Wasserdampfpartialdruck
- Mischungsverhältnis
- absolute Feuchte
- spezifische Enthalpie

Für die Software-Weiterverarbeitung werden die Messwerte und die abgeleiteten Größen zusätzlich über eine serielle RS 232 Schnittstelle ausgegeben.

Anwendungsbeispiele

Regelung

- Luftfeuchte von Reinräumen
- Klimaschränke
- Käsereiferäume

Trocknung

- Keramik
- Ziegel
- Holz
- pharmazeutische Produkte
- Nudeln

Lagerung

- Medikamente
- Obst und Gemüse

Technische Daten

Kenndaten des Feuchte-Sensors

Messbereich: 0...100 % rF
(Arbeitsbereich des Feuchtesensors beachten)

Genauigkeit

(inkl. Hysterese, Nichtlinearität und Wiederholgenauigkeit)

bei -15...+40 °C / < 90 % rF: $\pm(1,3 + 0,3 \% \text{ v. MW}) \% \text{ rF}$

bei -15...+40 °C / > 90 % rF: $\pm 2,3 \% \text{ rF}$

bei -25...+70 °C: $\pm(1,4 + 1 \% \text{ v. MW}) \% \text{ rF}$

bei -40...+180 °C: $\pm(1,5 + 1,5 \% \text{ v. MW}) \% \text{ rF}$

Temperaturabhängigkeit

der Elektronik: typ. $\pm 0,01 \% \text{ rF} / ^\circ \text{C}$

Ansprechzeit $t_{10/90}$ bei 20 °C

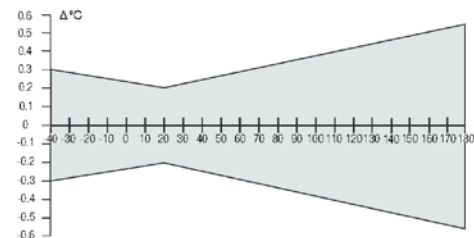
- ohne Filter: < 6 s
- mit Edelstahlsinterfilter: 30 s
- mit PTFE-Filter: 14 s
- mit Metallgitterfilter: 7 s

Kenndaten des Temperatur-Sensors

Messbereich: -40...+180 °C

Sensor: Pt 1000
(DIN EN 60751, Klasse A)

Genauigkeit:



Temperaturabhängigkeit der Elektronik:

typ. 0,005 °C/°C

Elektrische Kenndaten

Analogausgänge

(frei wähl- und skalierbar):

0 - 5 V < 1,0 mA
0 - 10 V < 1,0 mA
4 - 20 mA $R_L < 500 \Omega$
0 - 20 mA $R_L < 500 \Omega$

Schaltausgänge:

2x1 Wechselkontakt
250 V_{AC} / 6 A
28 V_{DC} / 6 A

Versorgungsspannung:

SELV 8...35 V_{DC}
SELV 12...30 V_{AC}

- mit option. Steckernetzteil:

100 - 240 V_{AC}

Stromaufnahme

- 2 x Spannungsausgang: typ. 40 mA für 24 V_{DC/AC}
- 2 x Stromausgang: typ. 80 mA

Stromaufn. mit Steckernetzteil:

- 2 x Spannungsausgang: typ. 15 mA
- 2 x Stromausgang: typ. 15 mA

Feuchte/Temperatur-Messgerät · für Industrieanwendungen, kapazitives Messverfahren · Typ AFK-E**Allgemeine Kenndaten**

Druckbeständigkeit

- Standard-Ausführung: atmosphärischer Druck
- Druckdichte Ausführung: 0,01...15 bar
(1/2" Swagelokverschraubung)

Gehäuse: Aluminium,
Wandhalterung integriert

Elektr. Anschluss: Schraubklemmen
bis max. 1,5 mm²

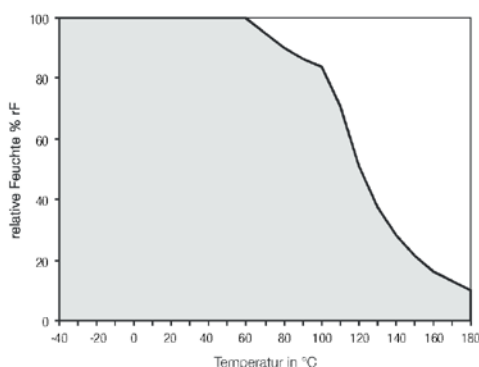
Sensorschutz: Edelstahlsinterfilter
(PTFE-Filter und Metallgitter-
filter optional)

Kabellängen: 2 m, 5 m, 10 m, 20 m
(PTFE-Kabel bis 200 °C)

Betriebstemperatur/
Lagertemperatur der
Elektronik: -40...+60 °C ohne Display
-20...+50 °C mit Display

Elektromagnetische
Verträglichkeit gemäß EN 61000-6-2, EN 61000-6-3,
EN 61326-1+A1+A2

Schutzart: IP 65

Arbeitsbereich des Feuchtesensors*

*Die graue Fläche zeigt den erlaubten Messbereich für den Feuchtesensor.

Arbeitspunkte, die außerhalb dieses Bereichs liegen, führen zwar nicht zur Zerstörung des Elements, die spezifizierte Messgenauigkeit kann jedoch nicht garantiert werden.

Kommunikation

Ab Microsoft™ Windows 98™.

Serielle Schnittstelle für die PC-Kommunikation: RS 232C

Rechenfunktionen:

Aus den gemessenen Werten für Temperatur und relative Feuchte ermittelt der Transmitter AFK-E folgende Rechenfunktionen:

Messung	Standard-messbereich	max. einstellb. Messbereich
Relative Feuchte	rF	0...100 % rF
Temperatur	T	-40...180 °C
Taupunkttemperatur	Td	-40...100 °C
Frostpunkttemperatur	Tf	-40...0 °C
Feuchtkugelttemperatur	Tw	0...100 °C
Wasserdampfpartialdruck	e	0...1000 mbar
Mischungsverhältnis	r	0...500 g/kg
Absolute Feuchte	dv	0...700 g/m ³
Spezifische Enthalpie	H	-40...1500 kJ/kg

Diese Werte können auf dem Display (Option) angezeigt werden und sind auch an den Analogausgängen verfügbar. Für die softwaremäßige Weiterverarbeitung werden die Messwerte zusätzlich über eine serielle RS 232 Schnittstelle ausgegeben.

Optionen:**Druckbeständiger Messsensor**

Der druckbeständige Sensor kann bei einem maximalen Druck bis 15 bar betrieben werden. Für die Montage des Messfühlers wird eine druckdichte Durchführung mit 1/2" Gewinde (Swagelok-Verschraubung) mitgeliefert.

Messwertanzeige

Über die 2-zeilige LCD-Anzeige können 2 gemessene oder errechnete Werte angezeigt werden.

Sensorbeschichtung

Bei stark verschmutzter oder korrosiver Atmosphäre stehen speziell beschichtete Sensoren zur Verfügung. Durch die Polymerbeschichtung erhalten die Sensoren eine drastische Verbesserung der chemischen Beständigkeit und somit auch eine deutliche Erhöhung der Langzeitstabilität der Messumformer. Besonders bei Trocknungsprozessen hat sich der Einsatz der Beschichtung bewährt.

Kabellänge

Das Verbindungskabel zwischen Sensor und Messumformer ist in folgenden Längen erhältlich:

2 Meter, 5 Meter, 10 Meter, 20 Meter

Spezial-Kalibrierung

Eine Spezial-Kalibrierung (Option Z) gegen zertifizierte Standards ergibt eine höhere Messgenauigkeit. Ein Kalibrations-Zertifikat wird mitgeliefert.

Genauigkeit: ± 1 % rF (0...90 % rF)

± 2 % rF (90...100 % rF)

Für Applikationen mit überwiegender Feuchte > 95 % rF kann eine spezielle Hochfeuchtkalibrierung durchgeführt werden.

Temperatursensoren



Einschraub-Widerstandsthermometer mit Steckanschluss nach DIN 43650 und integriertem Messumformer Typ TMA



Technische Daten

Temperatursensor

Tauchrohr:	Edelstahl 1.4571
Verschraubung:	Edelstahl 1.4571, G 1/4, G 1/2, 1/2" NPT
Transmittergehäuse:	Edelstahl
P _{max} :	36 bar
Sensorelement:	Pt 100 / 2-Leiter, Klasse B
Stecker:	DIN 43 650
Schutzart:	IP 65

Messumformer

Ausgang:	4-20 mA
Versorgung:	12 ... 30 V _{DC}
Min. Mess-Spanne:	50 K
Umgebungstemperatur:	-40 ... +85 °C
Messbereich:	-50 ... +200 °C (TMA-0/TMA-V) -200 ... +600 °C (TMA-H)
Genauigkeit:	<0,5% der Messspanne

Aufsteckanzeige

Anzeige:	4-stellige, rote LED Ziffernhöhe 7,62 mm
Anzeigebereich:	-1999 ... +9999
Spannungsabfall:	≤ 5 V _{DC}
Programmierung:	Über 2 Tasten, menügeführte Skalierung des Anzeigebereiches Dezimalpunkt, Dämpfung, Fehler- meldung, Schaltpunkt (Option)
Schutzart:	IP 65
Umgebungstemperatur:	0 ... +60 °C

Beschreibung

Die Einschraub-Temperatursensoren mit integriertem Messumformer werden in Verbindung mit der Aufsteckanzeige Typ AUF... als preiswertes Digitalthermometer mit Analogausgang (4-20 mA) eingesetzt. Die Aufsteckanzeige ist optional mit Grenzkontakt lieferbar.

Die Temperatursensoren des Typs TMA... bestehen aus einem robusten Fühler aus Edelstahl mit fester Verschraubung G 1/2 oder 1/2" NPT Außengewinde. Die Tauchrohre sind für Drücke bis max. 36 bar, abhängig von den Prozessbedingungen, ausgelegt.

Ein Steckeranschluss nach DIN 43650 ermöglicht den einfachen elektrischen Anschluss des Messumformers oder das Nachrüsten mit der Aufsteckanzeige.

Ab Prozesstemperaturen >150 °C wird der Temperatursensor mit Halsrohr aufgebaut.

In den Messeinsatz ist serienmäßig ein Pt100 Temperatursensor nach IEC 751, Klasse B eingesetzt.

Messumformer

Temperatursensoren mit Messumformer werden eingesetzt, wenn Mess-Signale über größere Entfernungen störicher übertragen werden sollen.

Der Zweidraht-Messumformer ist direkt im Widerstandsthermometer integriert und liefert ein temperaturlineares Ausgangssignal von 4-20 mA.

Anwendungen

- Heizungs-, Ofen- und Apparatebau
- Maschinen- und Anlagenbau
- Schiffsbau
- Gesamte Industrie

Einschraub-Widerstandsthermometer

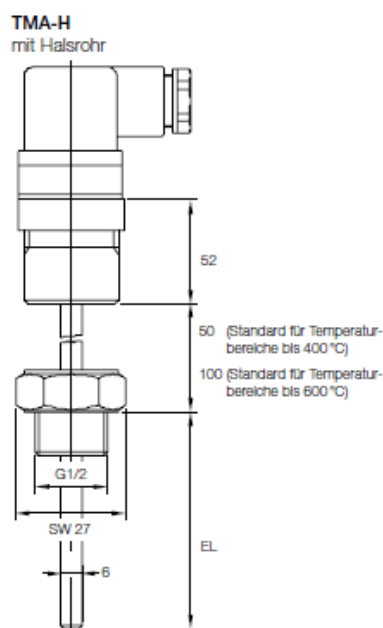
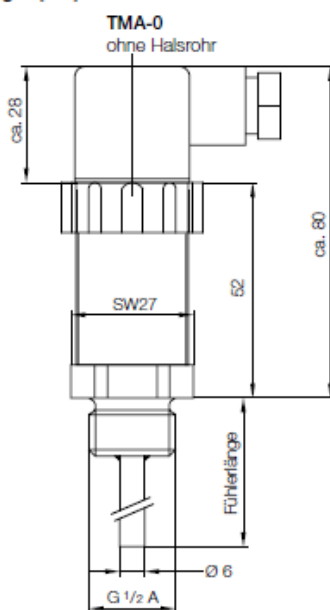
mit Steckanschluss nach DIN 43650 und integriertem Messumformer Typ TMA

**Bestelldaten Sensor** (Bestellbeispiel: TMA-064 03 1 05)

Typ feste Verschraubung	Typ verschiebbare Verschraubung	Einbaulänge [mm]	Anschluss	Messbereich Transmitter	Ausgang
TMA-06403..	-	25 mm ¹⁾	..1.. = G 1/4 ..2.. = G 1/2 ..8.. = 1/2" NPT	..05 = 0...50 °C ..10 = 0...100 °C ..12 = 0...120 °C ..xx = Andere ²⁾	..4 = 4-20 mA ..1 = 0-10 V ..5 = 0-5 V
TMA-06405..	-	50 mm			
TMA-06410..	-	100 mm			
TMA-06416..	-	160 mm			
TMA-06420..	-	200 mm			
TMA-064xx..	-	Sonderlänge ²⁾			
TMA-H6405..	TMA-V6405..	50 mm		..05 = 0...50 °C ..10 = 0...100 °C ..12 = 0...120 °C ..24 = -200...+400 °C ..26 = -200...+600 °C ..20 = 0...+200 °C ..40 = 0...+400 °C ..60 = 0...+600 °C ..xx = Andere ²⁾	
TMA-H6410..	TMA-V6410..	100 mm			
TMA-H6416..	TMA-V6416..	160 mm			
TMA-H6420..	TMA-V6420..	200 mm			
TMA-H64xx..	TMA-V64xx..	Sonderlänge ²⁾			

¹⁾ Durch Temperaturableitung eingeschränkte Genauigkeit²⁾ Bitte den Sonder-Messbereich des Transmitters (min. Messspanne 50 K) und die Sonderlänge des Sensors im Klartext angeben. Für Temperaturen >150 °C bitte TMA-H... wählen**Bestelldaten Aufsteckanzeige**

Typ	Beschreibung
AUF-1000	Aufsteckanzeige Standard
AUF-1001	Aufsteckanzeige mit Open Collector

Abmessungen [mm]

Anhang F Bilder des Teststands

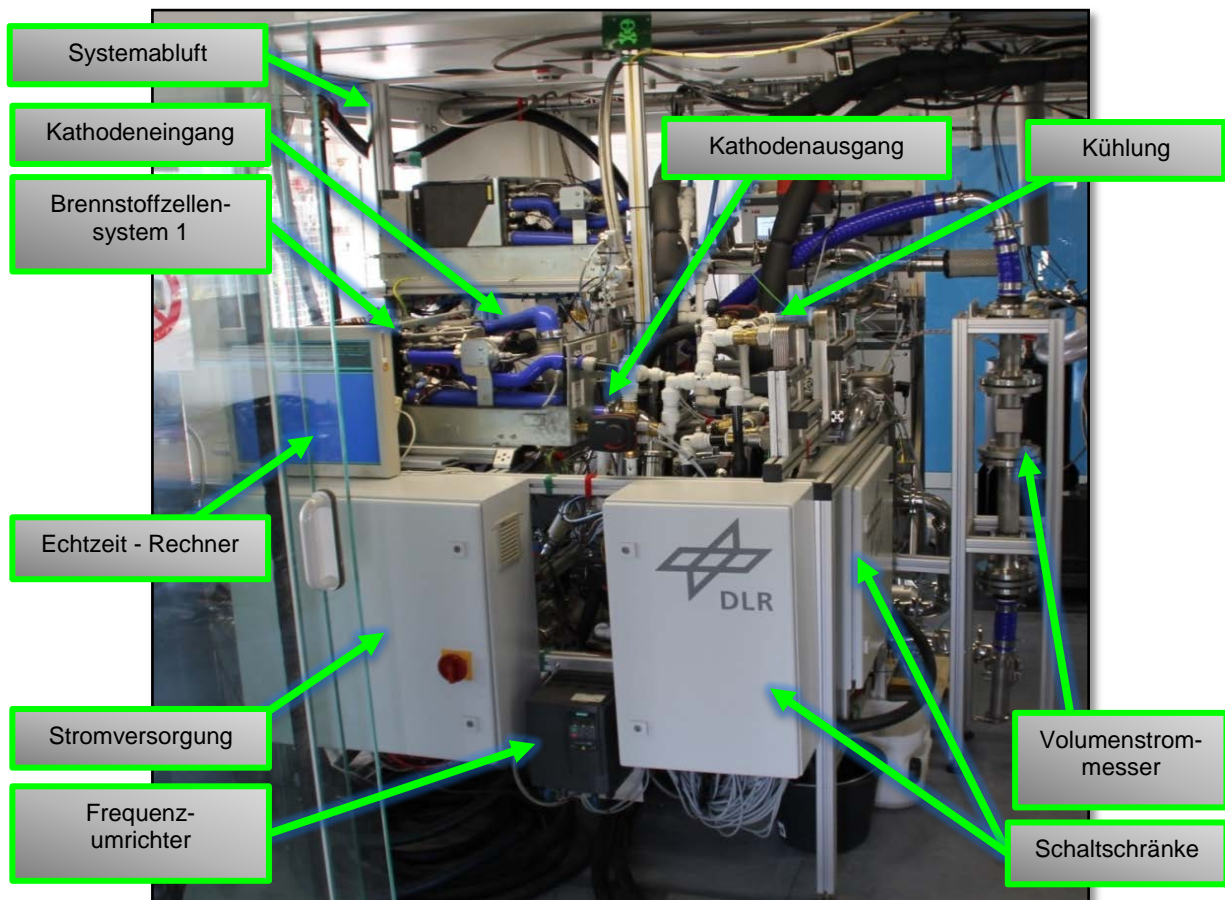


Abbildung F.1: Vorderseite des Teststands

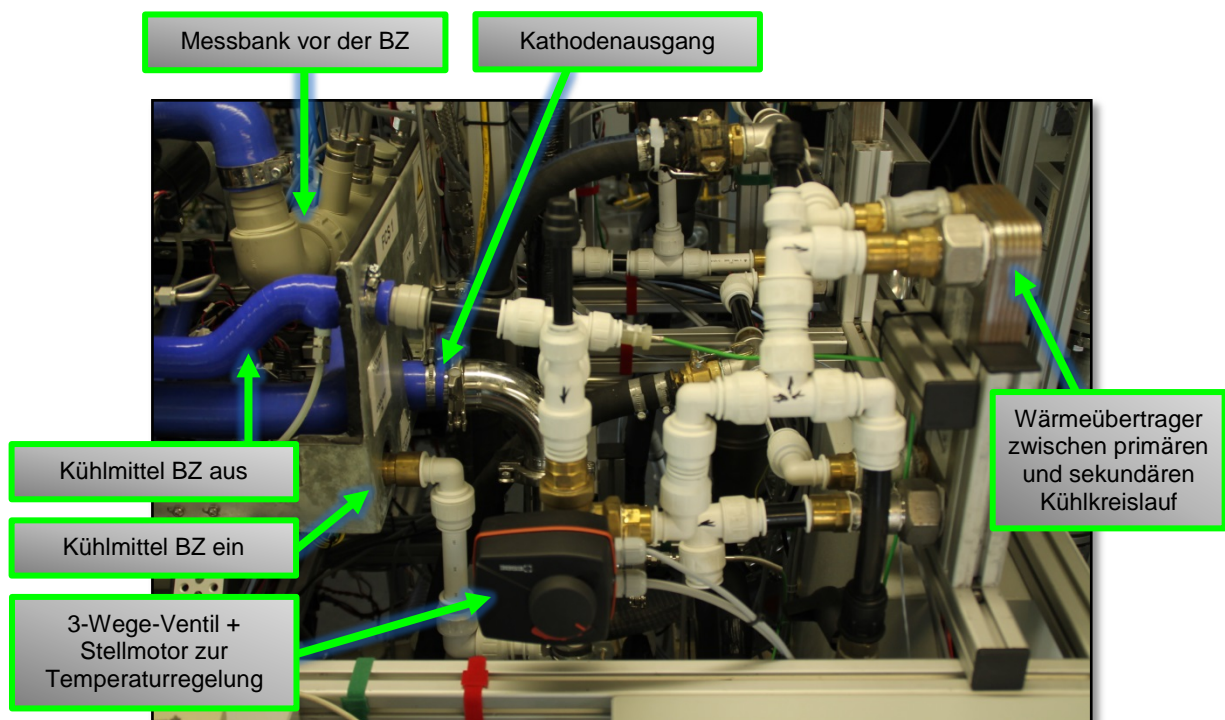


Abbildung F.2: Kühlung der Brennstoffzelle

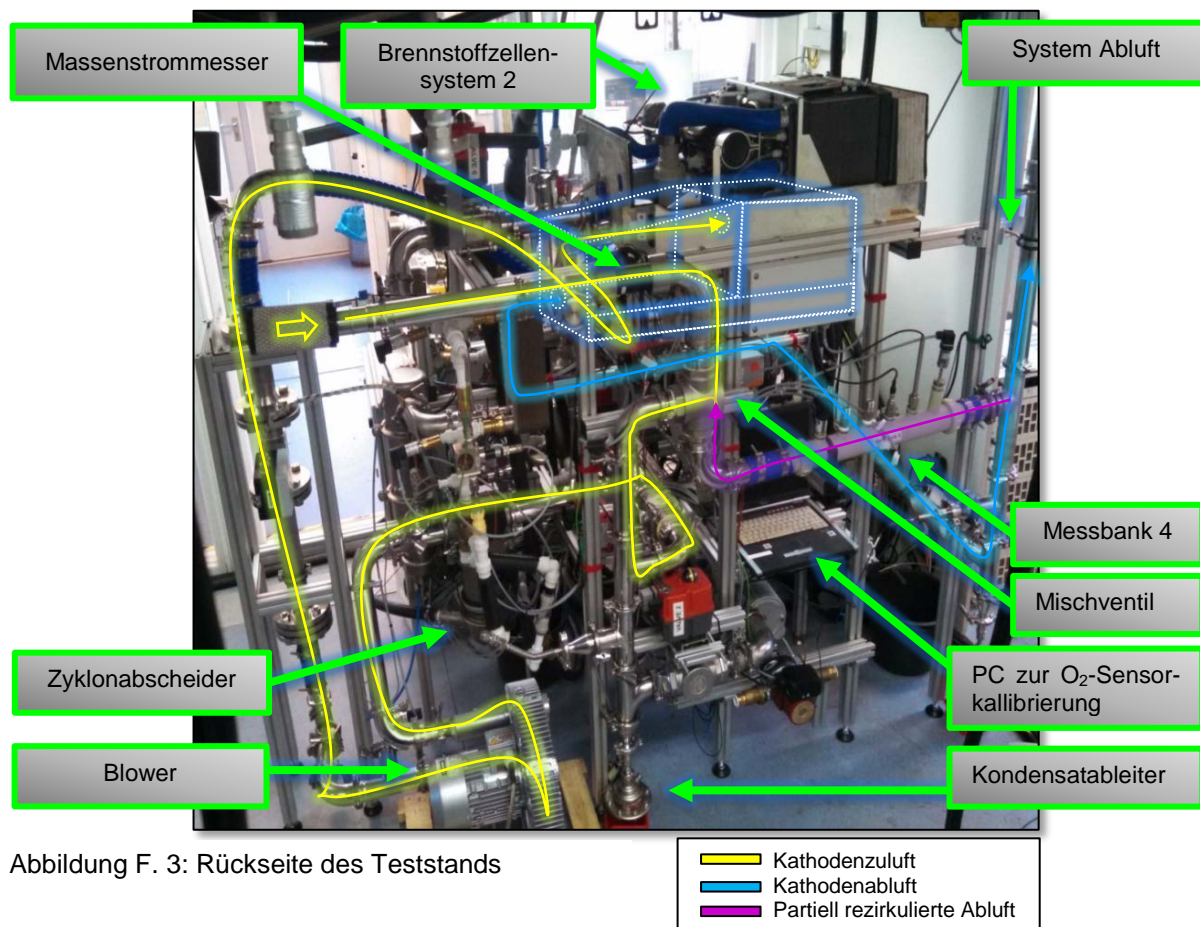


Abbildung F. 3: Rückseite des Teststands

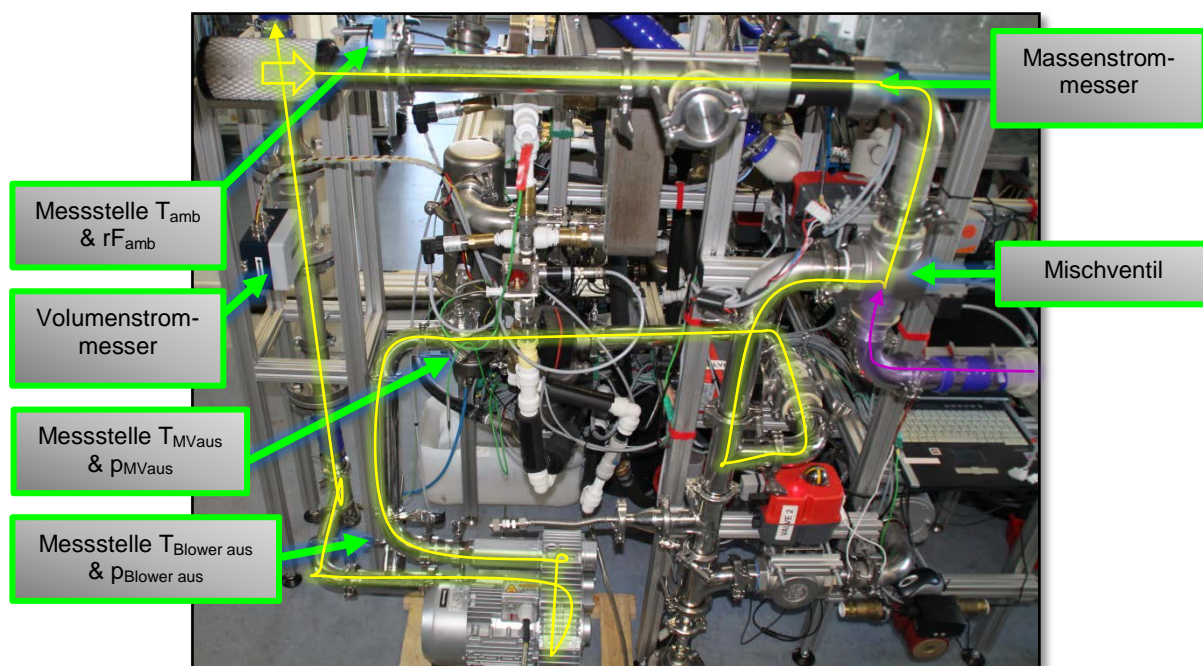


Abbildung F.4: Komponenten der verfahrenstechnischen Regelung

Anhang G Simulinkmodelle der Verfahrenstechnik

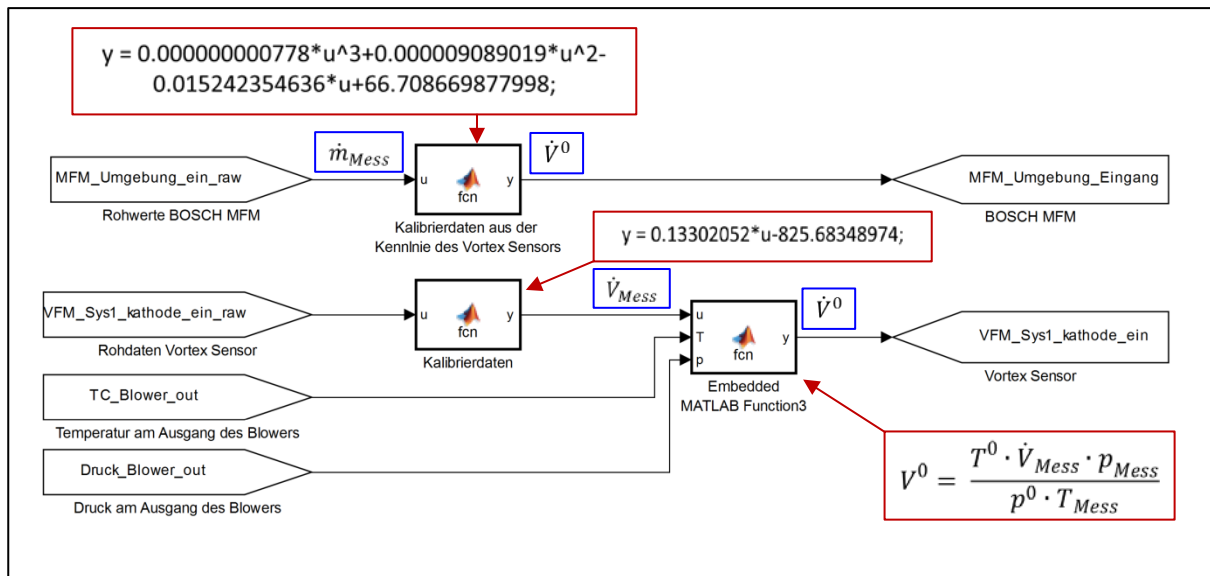


Abbildung G.1: Skalierung der Durchflusssensoren im Kathodenstrang

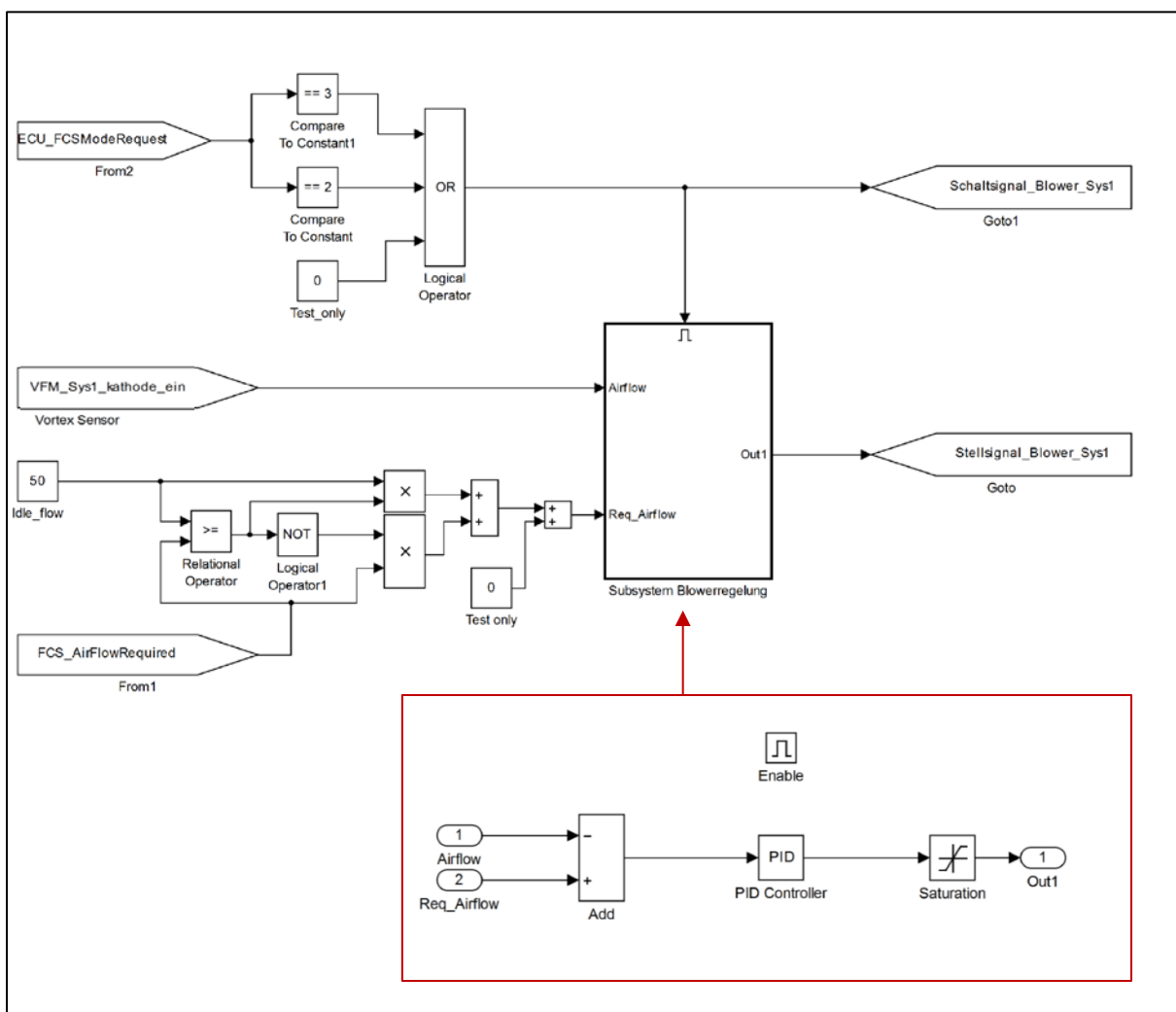


Abbildung G.2: Umsetzung der Blowerregelung/Steuerung im Simulinkmodell

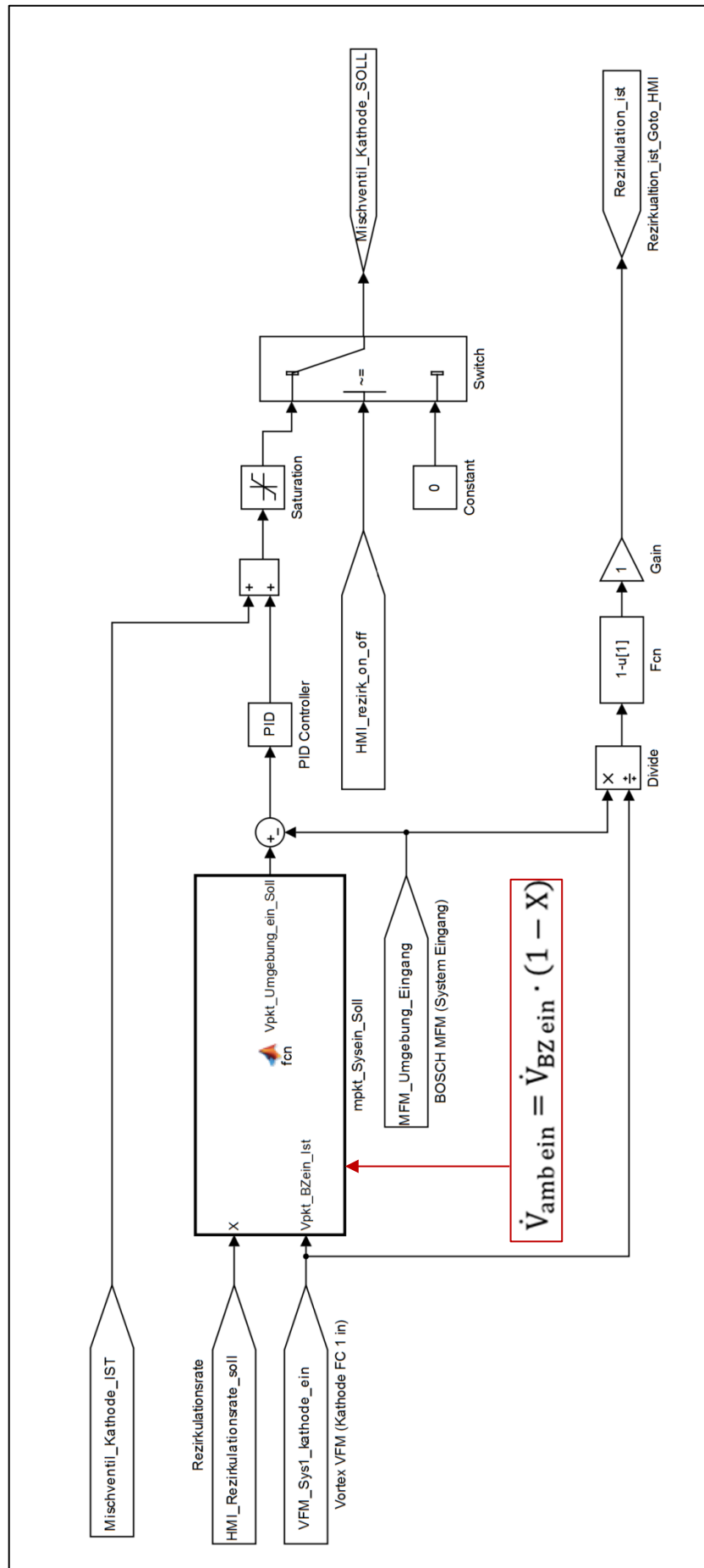


Abbildung G 3: Umsetzung der Mischventilregelung im Simulinkmodell

Anhang H Druck- und Wärmeverluste im Kathodenstrang

Beim Betrieb der Brennstoffzelle entstehen im Kathodenstrang verschiedene Druck- und Wärmeniveaus, welche die Luftkondition beeinflussen. Diese wurden in dem erstellten Rechenmodell bisher nicht berücksichtigt. In einem ersten Optimierungsschritt sollen die Druck- und Wärmeveränderungen im Kathodenstrang mit in die Berechnungen einbezogen werden. Dafür müssen die Druck- und Wärmeverluste im System bestimmt werden.

Druckverluste

Für die Fluidbewegung in einer Rohrleitung muss Kraft aufgebracht werden, um den Reibungswiderstand zu überwinden. Der Widerstand entsteht aufgrund von Reibung zwischen dem Fluid und der Rohrwand sowie den Fluidteilchen zueinander. Die Fluidgeschwindigkeit ist an der Rohrwand gleich null und nimmt zur Rohrmitte weiter zu. Durch die unterschiedlichen Geschwindigkeiten entstehen tangentiale Reibspannungen, die vom Fluid, dessen Geschwindigkeit und den Rohreigenschaften abhängen. Die dynamische Viskosität η ist dabei die Stoffeigenschaft des Fluids, die diese Reibspannung beeinflusst.

Bei Fluidströmungen wird zwischen laminarer und turbulenter Strömung unterschieden. Laminar strömende Fluidteilchen bewegen sich parallel zur Rohrachse. Es gibt dabei keine senkrechte Geschwindigkeitskomponente. Bei turbulenter Strömung bewegen sich die Fluidteilchen hauptsächlich parallel zur Rohrachse. Es gibt aber zusätzliche Geschwindigkeitskomponenten in alle Strömungsrichtungen, die sich überlagern und zeitlich variieren. Der Druckverlust in einem Rohr hängt maßgeblich davon ab, ob die Strömung im Rohr laminar oder turbulent ist [33].

Zur Unterscheidung der Strömungsformen eignet sich die Reynoldszahl Re . Sie gibt das Verhältnis von der Trägheitskraft zu den Reibungskräften an. Die Querbewegungen einer turbulenten Strömung werden durch diese Kräfte verursacht. Die Reynoldszahl für Rohrströmungen berechnet sich nach Gleichung 4.6.

$$Re = \frac{\bar{c} \cdot d \cdot \rho}{\eta} = \frac{\bar{c} \cdot d}{\nu} \quad [\text{H.1}]$$

Für die Berechnung werden die mittleren Fluidgeschwindigkeit des Fluides längs der Rohrachse \bar{c} , der Rohrdurchmesser d sowie die kinematische Viskosität ν benötigt. Die kinematische Viskosität beschreibt das Verhältnis von der Fluidichte zu dessen dynamischer Viskosität. Sie ist abhängig von der Temperatur. Die Werte für Luft zeigt folgende Tabelle.

Temperatur [°C]	Kin. Viskosität ν [m ² /sek]
0	$1,33 \cdot 10^{-5}$
20	$1,51 \cdot 10^{-5}$
40	$1,70 \cdot 10^{-5}$
60	$1,89 \cdot 10^{-5}$

Tabelle H.1: Kinematische Viskosität von Luft

Bei geringen Strömungsgeschwindigkeiten liegt eine laminare Strömung vor. Ab einer kritischen Reynoldszahl von $Re = 2320$ wird die Strömung jedoch instabil und es kommt zu einer turbulenten Strömungsform [33].

Der Durchmesser der verwendeten Rohrleitungen in dem Teststand beträgt $d = 50\text{mm}$. So wird bereits bei einer Stromstärke von $I = 34\text{A}$ und einer kathodenseitigen Stöchiometrie von $\lambda = 2,5$ eine mittlere Geschwindigkeit von $\bar{c} = 14,6\text{ m/s}$ erreicht, wenn die Temperatur $T = 60^\circ\text{C}$ beträgt. Die dazugehörige Reynoldszahl beträgt $Re = 2318$. Die Versuche in dieser Arbeit beschränken sich auf eine Minimalstromstärke von $I = 50\text{A}$. Daher wird davon ausgegangen, dass die Strömungsform in den Rohrleitungen durchgängig turbulent ist.

Der Druckverlust in einer geraden Rohrleitung berechnet sich nach Gleichung 4.7. Darin beschreibt λ die Rohrreibungszahl und l die Länge des betrachteten Rohrstücks.

$$\Delta p = \lambda \cdot \frac{\bar{c}^2 \cdot \rho \cdot l}{2 \cdot d} \quad [\text{H.2}]$$

Die Gesetzmäßigkeiten bei turbulenter Rohrströmung können nicht analytisch hergeleitet werden, da die Strömungsgeschwindigkeiten zeitlich und lokal nicht konstant sind [33]. Daher werden zur Bestimmung des Druckverlustes empirisch ermittelte Werte für die Rohrreibungszahl verwendet. In dem Teststand werden polierte Edelstahlrohre verwendet. Sie gelten als hydraulisch glatt. Für glatte Rohre und Reynoldszahlen, kleiner als 10^5 , fand Blasius folgende Gesetzmäßigkeit.

$$\lambda = 0,3164 \cdot Re^{-0,25} \quad [\text{H.3}]$$

Die Rohrleitung des Kathodenstrangs besteht allerdings nicht nur aus geraden Rohren mit konstanten Querschnitten. Es gibt Bögen, Querschnittsveränderungen, Rohrein-/ausläufe sowie Verzweigungen. Dazu kommen die verfahrenstechnischen Komponenten wie das Mischventil, der Kondensator und das Brennstoffzellensystem selbst, deren Druckverluste wesentlich größer sein können. Die Druckverluste können berechnet oder aus den jeweiligen Datenblättern entnommen werden.

Es liegen jedoch keine Daten für den Druckverlust des Mischventils in Abhängigkeit von der Rezirkulationsrate vor. Zudem lässt sich die erzeugte Druckdifferenz des Blowers in Abhängigkeit von der Stromstärke der Brennstoffzelle sowie dem kathodenseitigen Lambda nur näherungsweise bestimmen. Daher wurden Vorversuche durchgeführt, um die Druckverläufe in dem System empirisch zu ermitteln (Abschnitt 6.1.1).

Wärmeverluste

Beim Betrieb der Brennstoffzelle kommt es zu Temperaturunterschieden zwischen der Umgebung und den verfahrenstechnischen Komponenten des Teststands. Durch diese Temperaturunterschiede kommt es zur Wärmeübertragung über die thermodynamische Systemgrenze. Damit ist eine Entropieänderung im System verbunden, die im Simulink®-Modell bis jetzt nicht berücksichtigt wurde.

Die Wärmeübertragung findet stets vom höheren zum niedrigeren Temperaturniveau statt. Ist die Kathodenluft wärmer als die Umgebung, kommt es zu Wärmeverlusten im System. Die Rohrleitungen, die für die kathodenseitige Medienführung verwendet werden, sind nicht isoliert. Daher ist ein Großteil der Wärmeverluste auf sie zurückzuführen. Die Wärmeverluste entstehen dabei aufgrund von Wärmeleitung durch die Rohrwand sowie konvektiver

Wärmeübertragung⁴⁴ zwischen der Kathoden- und Umgebungsluft zu der angrenzenden Rohroberfläche.

Die Wärmemenge Q , die pro Zeiteinheit transportiert wird, beschreibt der Wärmestrom ϕ . Er kann berechnet werden, indem der Quotient aus der Temperaturdifferenz zwischen Rohrrinnen- und Außenseite ΔT zu dem Wärmeübergangswiderstand R_k gebildet wird (Gl.4.9).

$$\phi = \frac{\Delta T}{R_k} = \frac{T_i - T_a}{R_k} \quad [\text{H.4}]$$

Der Wärmeübergangswiderstand gibt den Widerstand gegenüber der Wärmeübertragung an. Je größer er ist, desto weniger Wärme kann aus dem System entweichen bzw. in das System gelangen. Um den Wärmeübergang in den Rohrleitungen und damit die entstehende Temperaturdifferenz bestimmen zu können, wird der Wärmeübergangswiderstand aus der Summe der Einzelwiderstände für die folgenden drei Wärmetransporte berechnet.

1) Konvektiver Wärmeübergang von Kathodengas zur Rohrrinnenoberfläche

$$R_{\alpha_i} = \frac{1}{\alpha_i \cdot A_i} \quad [\text{H.5}]$$

Mit α_i = Innerer Wärmeübergangskoeffizient

A_i = Innenoberfläche des betrachteten Rohrstücks

2) Wärmeleitung durch die Rohrwand

$$R_\lambda = \frac{\ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right)}{\lambda \cdot 2 \cdot \pi \cdot L} \quad [\text{H.6}]$$

Mit r_a = Äußerer Radius des Rohrs

r_i = Innerer Radius des Rohrs

r_a = Äußerer Radius des Rohrs

λ = Wärmeleitfähigkeit des Werkstoffs (Edelstahl: $\lambda = 21 [\text{W/mK}]$)

L = Länge des betrachteten Rohrstücks

3) Konvektiver Wärmeübergang von Rohraußenoberfläche zur Umgebungsluft

$$R_{\alpha_a} = \frac{1}{\alpha_a \cdot A_a} \quad [\text{H.7}]$$

Mit α_a = Äußerer Wärmeübergangskoeffizient

A_a = Außenoberfläche des betrachteten Rohrstücks

Der Wärmestrom berechnet sich somit nach Gleichung 4.13. Um die Temperatur der Kathodenluft in einem beliebigen Abstand zu einem Bezugspunkt zu bestimmen, an dem die Temperatur bekannt ist, kann der berechnete Wärmestrom in Gleichung 4.14 eingesetzt werden, wenn der Wärmestrom als konstant angenommen wird.

⁴⁴ Konvektive Wärmeübertragung beschreibt den Energietransport mit einem strömenden Fluid

$$\phi = \frac{\Delta T}{R_k} = \frac{2 \cdot \pi \cdot (T_i - T_a)}{\frac{1}{\alpha_i \cdot r_i} + \frac{1}{\lambda} \cdot \ln\left(\frac{r_a}{r_i}\right) + \frac{1}{\alpha_i \cdot r_i}} \quad [\text{H.8}]$$

$$T_i(x) = T_i(x=0) - \frac{\phi}{\dot{m} \cdot c_p \cdot L} \cdot x \quad [\text{H.9}]$$

Welche Energiemenge bei der Wärmeübertragung transportiert wird hängt u.a. von der Art und der Temperatur des Fluides sowie dessen Strömungsgeschwindigkeit ab. Zudem wird sie von der Geometrie und der Beschaffenheit der angrenzenden Oberflächen bestimmt. Die Berücksichtigung all dieser Einflussgrößen ist sehr aufwendig. Sie werden durch den Wärmeübergangskoeffizient α beschrieben [34]. Der Wärmedurchgangskoeffizient hängt im Wesentlichen von der Strömungsart, der Strömungsrichtung⁴⁵, der Oberfläche und der Temperatur des Fluides ab. Die Dicke der Grenzschicht, in der die Wärmeübertragung stattfindet, hängt weiterhin davon ab, ob eine laminare oder turbulente Strömung vorliegt [35]. Wie im vorherigen Abschnitt hergeleitet wurde, sind die Strömungen in den Rohrleitungen turbulent. Der Wärmedurchgangskoeffizient kann in diesem Fall nicht analytisch bestimmt werden. Die Berechnungen beruhen dabei auf empirisch ermittelten Werten.

Durch den komplexen Aufbau des Teststands wäre die Berechnung des Temperaturverlaufs im Kathodenstrang sehr aufwendig. Zudem lässt sich der Wärmeeintrag des Blowers aus dem Datenblatt nur näherungsweise bestimmen. Daher werden die Vorversuche zur Bestimmung des Druckverlaufs im Kathodenstrang gleichzeitig für die Bestimmung des Temperaturverlaufs genutzt.

⁴⁵ Horizontal, nach oben oder unten gerichtet

Anhang I Versuchsübersicht

Test Nr. 1v7 Vorversuche

Einzustellender Parameter									
Einzelsystem_Messungen/Partielle_Rezirkulation									
Titel	Referenz	Aufbau	Ziel	Test-Nr.	Prozedur	Testzeit [h]	Test number	Filename	Bemerkungen
VB_Partiele_Rezirkulation									
siehe Fließbild									
Modelloptimierung									
1									
UIK nach VB_Partiele_Rezirkulation									
6.67									
Test number	Filename	Bemerkungen	FC load [A]	λ Kathode	Rezirkulationsrate	T Stack [°C]	T Kondensation [°C]	Testzeit [s]	Status
1.1	2014-12-17 13-49-12 UIKL25X0		50	2,5	0	45 (Werk)	70	600	pass
			75	2,5	0	45 (Werk)	70	600	fail
			100	2,5	0	45 (Werk)	70	600	measured
			150	2,5	0	50 (Werk)	70	600	100,0%
			200	2,5	0	50 (Werk)	70	600	✓
			250	2,5	0	55 (Werk)	70	600	✓
1.2	2014-12-18 13-38-12 UIKL25X01		300	2,5	0	55 (Werk)	70	600	✓
			350	2,5	0	60 (Werk)	70	600	✓
			50	2,5	0,1	45	70	600	✓
			75	2,5	0,1	45	70	600	✓
			100	2,5	0,1	45	70	600	✓
			150	2,5	0,1	50	70	600	✓
1.3	2014-12-17 15-51-11 UIKL25X02		200	2,5	0,1	50	70	600	✓
			250	2,5	0,1	55	70	600	✓
			300	2,5	0,1	55	70	600	✓
			350	2,5	0,1	60	70	600	✓
			50	2,5	0,2	45	70	600	✓
			75	2,5	0,2	45	70	600	✓
1.4	2014-12-18 10-50-36 UIKL25X03		100	2,5	0,2	45	70	600	✓
			150	2,5	0,2	50	70	600	✓
			200	2,5	0,2	50	70	600	✓
			250	2,5	0,2	55	70	600	✓
			300	2,5	0,2	55	70	600	✓
			350	2,5	0,2	60	70	600	✓
1.5	2014-12-18 14-58-17 UIKL25X04		50	2,5	0,3	45	70	600	✓
			75	2,5	0,3	45	70	600	✓
			100	2,5	0,3	45	70	600	✓
			150	2,5	0,3	50	70	600	✓
			200	2,5	0,3	50	70	600	✓
			250	2,5	0,3	55	70	600	✓
			300	2,5	0,3	55	70	600	✓
			350	2,5	0,3	60	70	600	✓
		nicht mögl.	50	2,5	0,4	45	70	600	✓
		nicht mögl.	75	2,5	0,4	45	70	600	✗
		nicht mögl.	100	2,5	0,4	45	70	600	✗
		nicht mögl.	150	2,5	0,4	50	70	600	✗
		nicht mögl.	200	2,5	0,4	50	70	600	✗
		nicht mögl.	250	2,5	0,4	55	70	600	✗
		nicht mögl.	300	2,5	0,4	55	70	600	✗
		nicht mögl.	350	2,5	0,4	60	70	600	✗
		nicht mögl.							✗

Test Nr. 2v7 Referenzmessung λ

Titel	Einzelsystem_Messungen/Partielle_Rezirkulation
Referenz	VB_Partielle_Rezirkulation
Aufbau	siehe Fließbild
Ziel	Modelvalidierung + Best. des Betriebsbereichs
Modus	2
Test-Nr.	2
Prozedur	UIK nach VB_Partielle_Rezirkulation
Testzeit [h]	6.67

Einstellender Parameter
Zu messender und einzutragender Wert
Berechneter Wert zur Kontrolle

Test number	Filename	Bemerkungen	FC load [A]	λ Kathode	Rezrate	T Stack [°C]	T Kond. [°C]	cO ₂ Gasanalyse [-Vol%]	Berechnetes rH BZ aus = 99%	t berechnet [°C] für rF BZ aus = 99%	Testzeit [s]	Status
2.1	2015-02-12 13-47-32 UIKL25X0Tlin		50	2.5	0	Werk_Linear (42)	15	12.8	100	55.9	600	✓
			75	2.5	0	Werk_Linear (44)	15	12.8	100	56	600	✓
			100	2.5	0	Werk_Linear (45)	15	12.7	100	56	600	✓
			150	2.5	0	Werk_Linear (48)	15	13.2	100	56.1	600	✓
			200	2.5	0	Werk_Linear (51)	15	13.2	100	58.2	600	✓
			250	2.5	0	Werk_Linear (54)	15	13.3	100	58.3	600	✓
			300	2.5	0	Werk_Linear (57)	15	13.3	100	56.5	600	✓
2.2	2015-01-21 16-22-51 UIKL2X0Tlin		350	2.5	0	Werk_Linear (60)	15	13.2	85.2	56.7	600	✓
			50	2	0	Werk_Linear (42)	15	9.6	100	60	600	✓
			75	2	0	Werk_Linear (44)	15	10.2	100	60	600	✓
			100	2	0	Werk_Linear (45)	15	10.3	100	60.1	600	✓
			150	2	0	Werk_Linear (48)	15	10.8	100	60.1	600	✓
			200	2	0	Werk_Linear (51)	15	10.7	100	60.2	600	✓
			250	2	0	Werk_Linear (54)	15	10.6	100	60.2	600	✓
2.3	2015-01-22 10-22-10 UIKL175X0Tlin		300	2	0	Werk_Linear (57)	15	10.8	100	60.4	600	✓
			350	2	0	Werk_Linear (60)	15	11	100	60.5	600	✓
		$\lambda = 2 - 2.1$										
		Am Ende λ erhöht	50	1.75	0	Werk_Linear (42)	15	6.4	100	62.5	600	✓
			75	1.75	0	Werk_Linear (44)	15	8.1	100	62.5	600	✓
			100	1.75	0	Werk_Linear (45)	15	8.4	100	62.5	600	✓
			150	1.75	0	Werk_Linear (48)	15	8.6	100	62.6	600	✓
2.4	2015-01-22 14-42-08 UIKL15X0Tlin		200	1.75	0	Werk_Linear (51)	15	9.1	100	62.6	600	✓
			250	1.75	0	Werk_Linear (54)	15	9	100	62.7	600	✓
			300	1.75	0	Werk_Linear (57)	15	9.1	100	62.8	600	✓
		$\lambda = 1.73 - 1.82$	350	1.75	0	Werk_Linear (60)	15	9.3	100	62.9	600	✓
		nicht mögl.	50	1.5	0	Werk_Linear (42)	15	-	-	-	600	✓
		nicht mögl.	75	1.5	0	Werk_Linear (44)	15	-	-	-	600	✓
		sek. 3158 λ erhöht	100	1.5	0	Werk_Linear (45)	15	5.4	100	65.4	600	✓
2.5	2015-01-22 16-08-02 UIKL13X0Tlin		150	1.5	0	Werk_Linear (48)	15	5.9	100	65.4	600	✓
			200	1.5	0	Werk_Linear (51)	15	6.3	100	65.4	600	✓
			250	1.5	0	Werk_Linear (54)	15	6.3	100	65.5	600	✓
			300	1.5	0	Werk_Linear (57)	15	6.4	100	65.6	600	✓
		$\lambda = 1.5 - 1.6$	350	1.5	0	Werk_Linear (60)	15	6.6	100	65.7	600	✓
		nicht mögl.	50	1.3	0	Werk_Linear (42)	15	-	-	-	600	✓
		nicht mögl.	75	1.3	0	Werk_Linear (44)	15	-	-	-	600	✓
		nicht mögl.	100	1.3	0	Werk_Linear (45)	15	-	-	-	600	✓
		nicht mögl.	150	1.3	0	Werk_Linear (48)	15	-	-	-	600	✓
		nicht mögl.	200	1.3	0	Werk_Linear (51)	15	-	-	-	600	✓
			250	1.3	0	Werk_Linear (54)	15	3.6	100	68.2	600	✓
			300	1.3	0	Werk_Linear (57)	15	3.8	100	68.3	600	✓
		$\lambda = 1.44$	350	1.3	0	Werk_Linear (60)	15	5.7	100	68.3	600	✓
												pass fail measured 100.0% ✓ x

Test Nr. 4v7 Topt (ΔT)

				Zu messender und einzutragender Wert		Berechneter Wert zur Kontrolle				pass		✓
										fail		✗
										measured		100,0%

Test Nr. 6v7 λ min bei Topt

Titel	Einzelisystem Messungen/Partielle Rezirkulation	
	VB Partielle Rezirkulation	
Referenz	siehe Fließbild	
Ziel	Charakterisierung des Betriebsverhaltens	
	bei abgesenktem λ und Topt	
Test-Nr.	6	
Prozedur	UIK nach VB Partielle Rezirkulation	
Testzeit [h]	6,67	
Test number	Filename	Bemerkungen
6.1	Vorhanden aus TNr 5v7 2015-02-09 13-44-54 UIKL25X0T61	
6.2	2015-02-23 11-43-47 UIKL2X0T65	
6.3	2015-02-23 13-22-29 UIKL175X0T67	kurz vor Ende Lambda raus
6.4	2015-02-23 15-05-43 UIKL15X0T70	nicht mögl.
		nicht mögl.
6.5	2015-02-23 16-30-28 UIKL13X0T73	nicht mögl.
		nicht mögl.
		nicht mögl.
		kurz vor Ende Lambda raus

Einstellender Parameter	
Zu messender und einzutragender Wert	
Berechneter Wert zur Kontrolle	

pass	fail	measured	Status	Testzeit [s]	Berechnetes rH Bz aus [%]	CO2 Gasanalyse [L-Vol%]	T Kond. [°C]	T Stack [°C]	Rez.rate	λ Kathode	FC load [A]	Bemerkungen	Test number	Filename	Ziel	Test-Nr.	Prozedur	Testzeit [h]	Titel
✓	✓	✓	✓	600	80	12.7	15	61	0	2.5	50								
✓	✓	✓	✓	600	80	12.9	15	75	0	2.5	75								
✓	✓	✓	✓	600	80	12.8	15	61	0	2.5	100								
✓	✓	✓	✓	600	80	13.1	15	61	0	2.5	150								
✓	✓	✓	✓	600	80	13.1	15	61	0	2.5	200								
✓	✓	✓	✓	600	80	13.2	15	61	0	2.5	250								
✓	✓	✓	✓	600	80	13.1	15	61	0	2.5	300								
✓	✓	✓	✓	600	80	13.1	15	61	0	2.5	350								
✓	✓	✓	✓	600	80	9.1	15	65	0	2	50								
✓	✓	✓	✓	600	80	9.9	15	65	0	2	75								
✓	✓	✓	✓	600	80	10.1	15	65	0	2	100								
✓	✓	✓	✓	600	80	10.5	15	65	0	2	150								
✓	✓	✓	✓	600	80	10.6	15	65	0	2	200								
✓	✓	✓	✓	600	80	10.8	15	65	0	2	250								
✓	✓	✓	✓	600	80	10.8	15	65	0	2	300								
✓	✓	✓	✓	600	80	10.7	15	65	0	2	350								
✓	✓	✓	✓	600	80	6.7	15	67	0	1.75	50	kurz vor Ende Lambda raus							
✓	✓	✓	✓	600	80	7.6	15	67	0	1.75	75								
✓	✓	✓	✓	600	80	8.2	15	67	0	1.75	100								
✓	✓	✓	✓	600	80	8.5	15	67	0	1.75	150								
✓	✓	✓	✓	600	80	9	15	67	0	1.75	200								
✓	✓	✓	✓	600	80	9	15	67	0	1.75	250								
✓	✓	✓	✓	600	80	9	15	67	0	1.75	300								
✓	✓	✓	✓	600	80	9	15	67	0	1.75	350								
✓	✓	✓	✓	600	80	9	15	67	0	1.75	50	nicht mögl.							
✓	✓	✓	✓	600	80	9	15	67	0	1.75	75	nicht mögl.							
✓	✓	✓	✓	600	80	-	15	70	0	1.5	100								
✓	✓	✓	✓	600	80	-	15	70	0	1.5	150								
✓	✓	✓	✓	600	80	5.1	15	70	0	1.5	200								
✓	✓	✓	✓	600	80	5.8	15	70	0	1.5	250								
✓	✓	✓	✓	600	80	6.2	15	70	0	1.5	300								
✓	✓	✓	✓	600	80	6.6	15	70	0	1.5	350								
✓	✓	✓	✓	600	80	6.8	15	70	0	1.5	50	nicht mögl.							
✓	✓	✓	✓	600	80	6.7	15	70	0	1.5	75	nicht mögl.							
✓	✓	✓	✓	600	80	6.7	15	73	0	1.3	100	nicht mögl.							
✓	✓	✓	✓	600	80	-	15	73	0	1.3	150	nicht mögl.							
✓	✓	✓	✓	600	80	-	15	73	0	1.3	200	nicht mögl.							
✓	✓	✓	✓	600	80	3.1	15	73	0	1.3	250	kurz vor Ende Lambda raus							
✓	✓	✓	✓	600	80	3.7	15	73	0	1.3	300								
✓	✓	✓	✓	600	80	3.9	15	73	0	1.3	350								
✓	✓	✓	✓	600	80	4	15	73	0	1.3	50								

Test Nr. 7v7 X max bei Topt

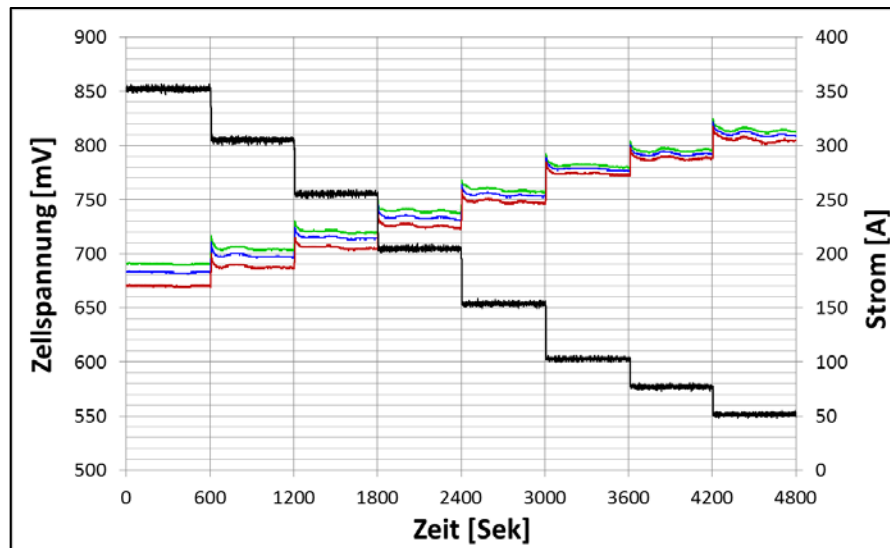
Titel		Einzelstelliger Parameter										
Referenz	VB_Parteille_Rezirkulation	Zu messender und einzutragender Wert										
Aufbau	siehe Fließbild	Berechneter Wert zur Kontrolle										
Ziel												
Charakterisierung des Betriebsverhaltens bei partieller Rezirkulation und Topt												
Test-Nr.	7											
Prozedur	UIK nach VB_Parteille_Rezirkulation											
Testzeit [h]	8,00											
Test number	Filename	Bemerkungen	FC load [A]	λ Kathode	Rez.rate	T Stack [°C]	T Kond. [°C]	CO2 Gasanalyse [-Vol%]	Berechnetes rH BZ ein	Berechnetes rH BZ aus	Testzeit [s]	Status
7.1	Vorhanden aus TNr 5v7 2015-02-09 13-44-54 UIKL25X0T61		50	2,5	0	61	70	12,7	20	80%	600	✓
			75	2,5	0	61	70	12,9	19	80%	600	✓
			100	2,5	0	61	70	12,8	19	80%	600	✓
			150	2,5	0	61	70	13,1	18	80%	600	✓
			200	2,5	0	61	70	13,1	18	80%	600	✓
			250	2,5	0	61	70	13,2	18	80%	600	✓
			300	2,5	0	61	70	13,1	18	80%	600	✓
7.2	2015-02-24 10-29-30 UIKL25X01T63		350	2,5	0	61	70	13,1	17	80%	600	✓
			50	2,5	0,1	63	70	11,2	46	80%	600	✓
			75	2,5	0,1	63	70	11,9	50	80%	600	✓
			100	2,5	0,1	63	70	12	52	80%	600	✓
			150	2,5	0,1	63	70	12,3	54	80%	600	✓
			200	2,5	0,1	63	70	12,3	55	80%	600	✓
			250	2,5	0,1	63	70	12,2	56	80%	600	✓
7.3	2015-02-24 13-52-40 UIKL25X02T65		300	2,5	0,1	63	70	12,2	55	80%	600	✓
			350	2,5	0,1	63	70	12	54	80%	600	✓
			50	2,5	0,2	65	70	8,9	48	80%	600	✓
			75	2,5	0,2	65	70	10,4	52	80%	600	✓
			100	2,5	0,2	65	70	10,6	54	80%	600	✓
			150	2,5	0,2	65	70	11,1	56	80%	600	✓
			200	2,5	0,2	65	70	11,3	57	80%	600	✓
7.4	2015-02-24 17-11-28 UIKL25X03T68		250	2,5	0,2	65	70	11,2	58	80%	600	✓
			300	2,5	0,2	65	70	11,2	57	80%	600	✓
			350	2,5	0,2	65	70	10,9	55	80%	600	✓
			50	2,5	0,3	68	70	5,8	50	80%	600	✓
			75	2,5	0,3	68	70	7,6	54	80%	600	✓
			100	2,5	0,3	68	70	8,6	56	80%	600	✓
			150	2,5	0,3	68	70	9,3	58	80%	600	✓
7.5	2015-02-26 10-56-46 UIKL25X04T71		200	2,5	0,3	68	70	9,3	59	80%	600	✓
			250	2,5	0,3	68	70	9,6	60	80%	600	✓
			300	2,5	0,3	68	70	9,6	60	80%	600	✓
			350	2,5	0,3	68	70	9,1	58	80%	600	✓
		nicht mögl.	50	2,5	0,4	71	70	-	-	80%	600	✗
			75	2,5	0,4	71	70	3,3	55	80%	600	✓
			100	2,5	0,4	71	70	5,4	58	80%	600	✓
7.6	Fail		150	2,5	0,4	71	70	6,3	60	80%	600	✓
			200	2,5	0,4	71	70	6,8	62	80%	600	✓
			250	2,5	0,4	71	70	6,9	63	80%	600	✓
			300	2,5	0,4	71	70	7,2	63	80%	600	✓
			350	2,5	0,4	71	70	7,0	61	80%	600	✓
			50	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
			75	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
7.6	Fail		100	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
			150	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
			200	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
			250	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
			300	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
			350	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗
			50	2,5	0,45	72,5	70			80%	600	✗

Anhang J Zellspannungsverläufe

Referenzmessungen bei abgesenkter Stöchiometrie (T_{Werk})

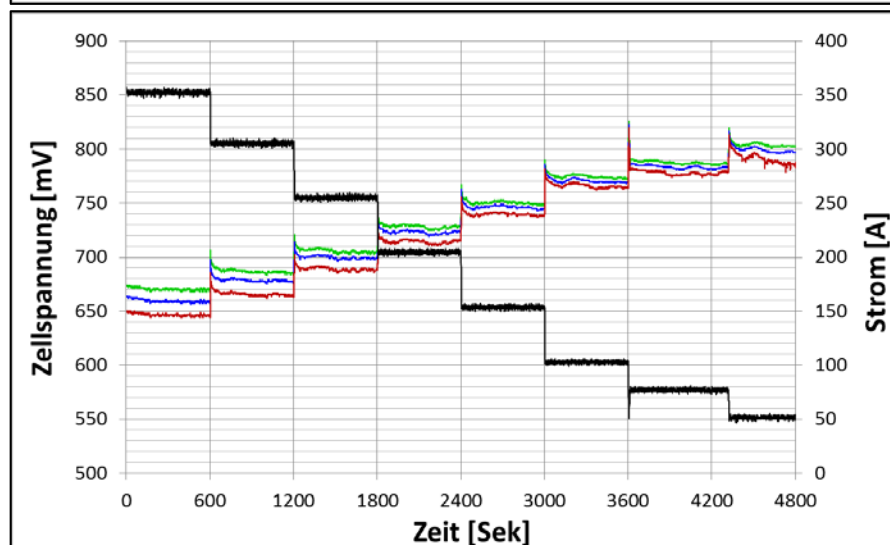
Testnummer 2.1

2015-02-12 13-47-32
UIKL25X0Tlin



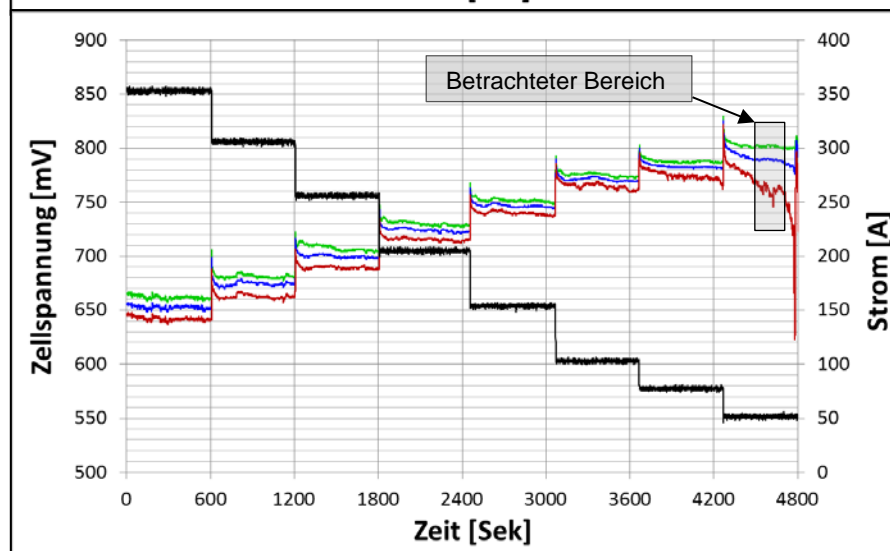
Testnummer 2.2

2015-01-21 16-22-51
UIKL2X0Tlin



Testnummer 2.3

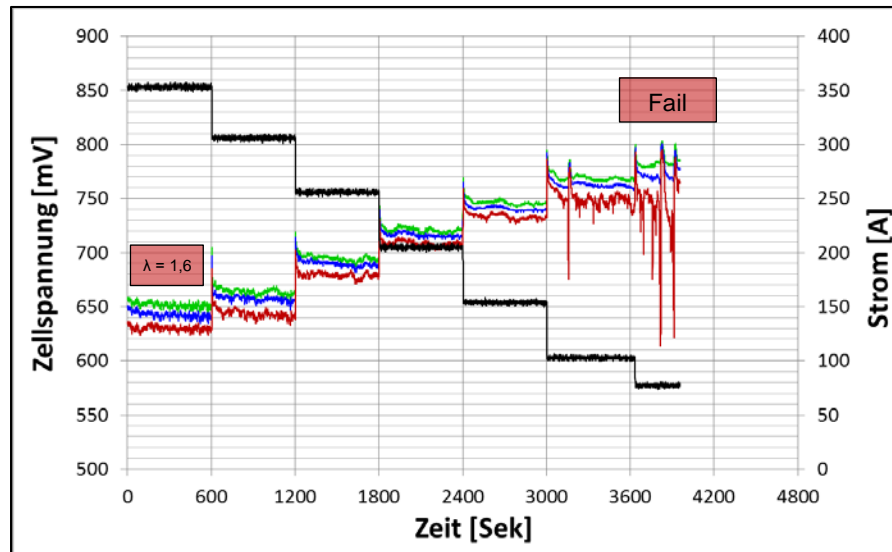
2015-01-22 10-22-10
UIKL175X0Tlin



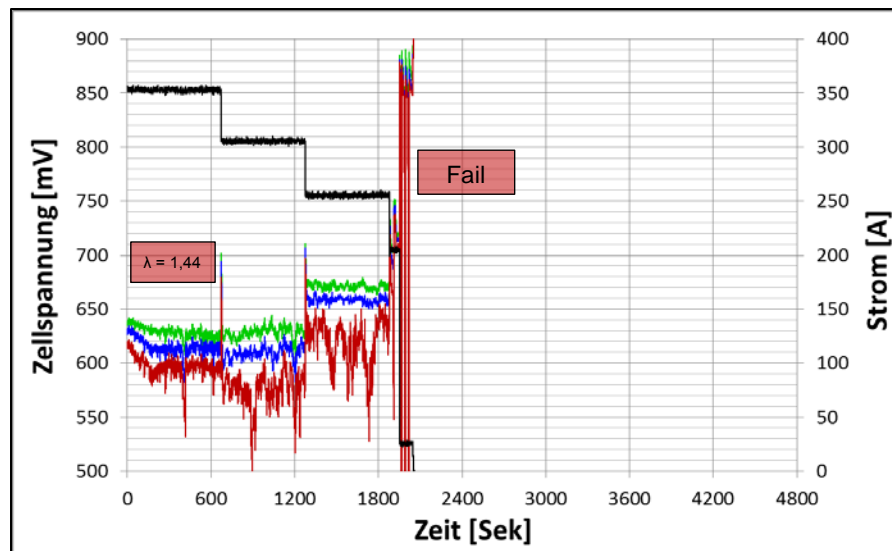
— Zellspng. Max [mV] — Zellspng. Mean [mV]
— Zellspng. Min [mV] — Strom BZ [A]

Testnummer 2.4

2015-01-22 14-42-08
UIKL15X0Tlin

**Testnummer 2.5**

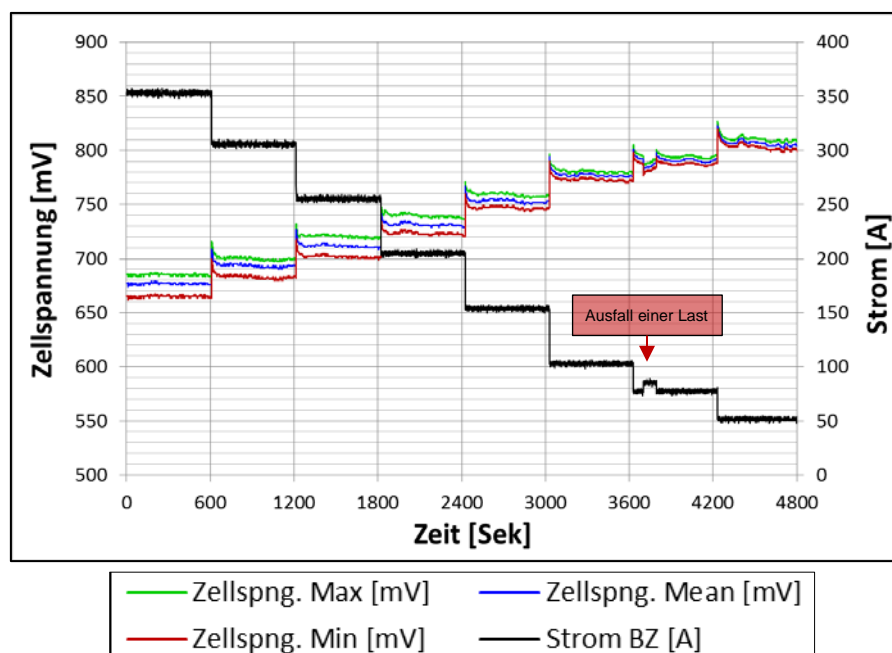
2015-01-22 16-08-02
UIKL13X0Tlin

**Referenzmessungen bei partieller Rezirkulation (T_{Werk})**

Testnummer 3.1 = 2.1

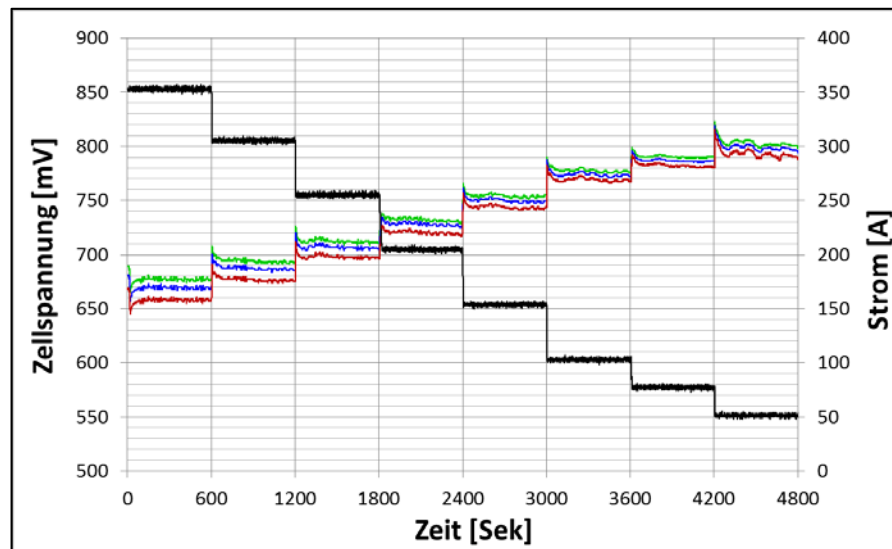
Testnummer 3.2

2015-01-26 13-11-04
UIKL25X01Tlin



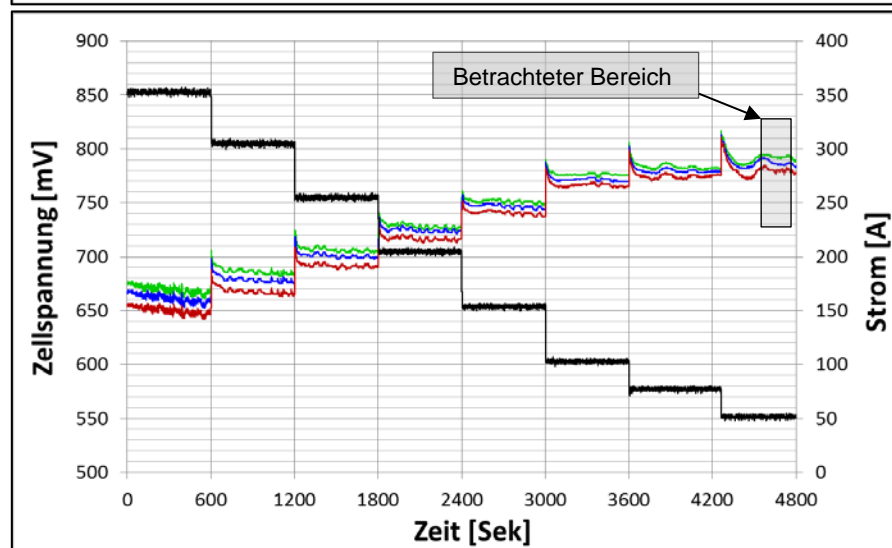
Testnummer 3.3

2015-02-05 12-40-01
UIKL25X02Tlin



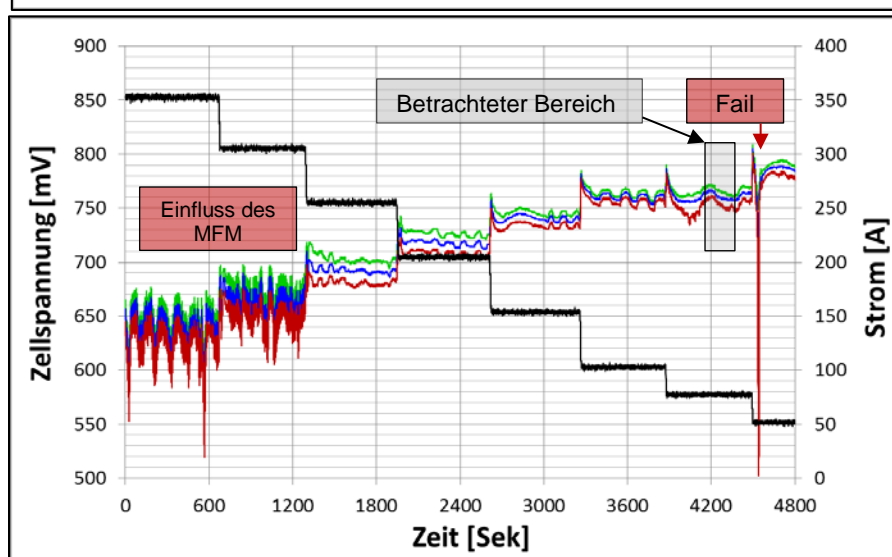
Testnummer 3.4

2015-02-05 14-30-25
UIKL25X03Tlin



Testnummer 3.5

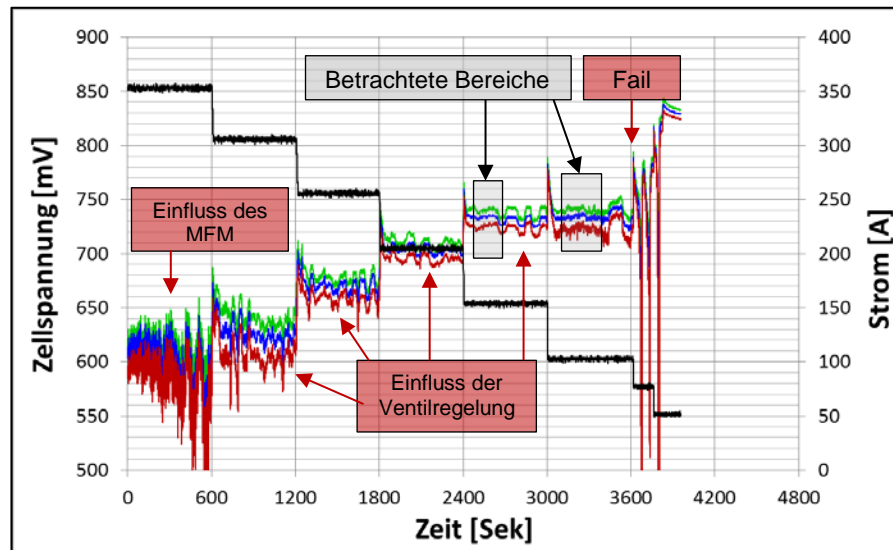
2015-02-06 10-41-10
UIKL25X04Tlin



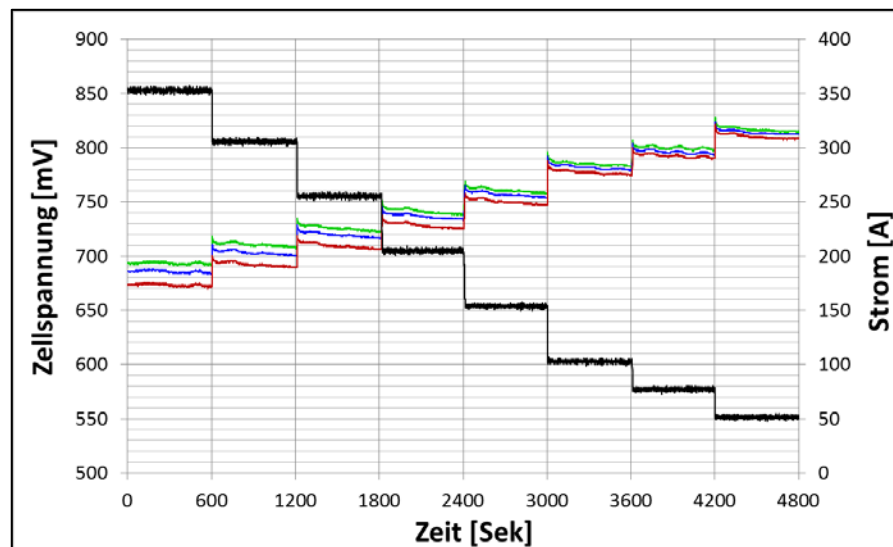
— Zellspng. Max [mV] — Zellspng. Mean [mV]
— Zellspng. Min [mV] — Strom BZ [A]

Testnummer 3.6

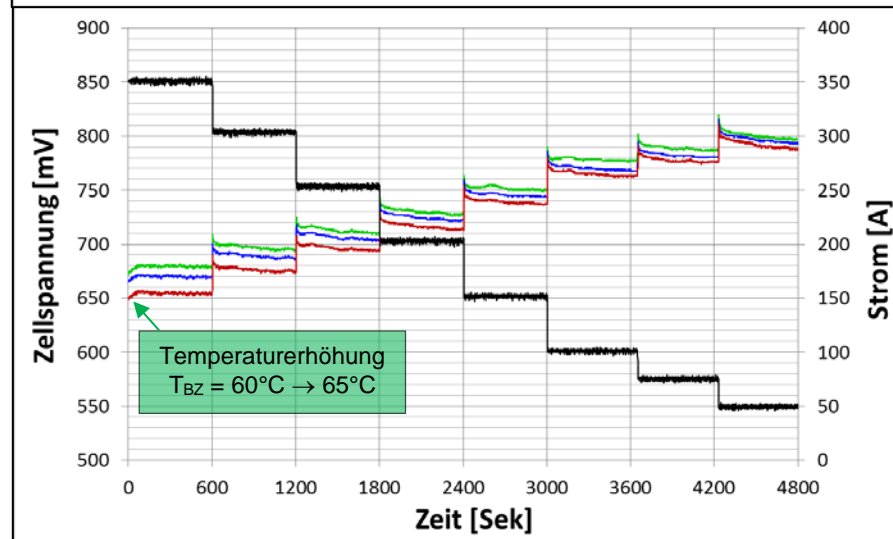
2015-02-09 11-32-35
UIKL25X045Tlin

**Vergleichsmessungen bei abgesenkter Stöchiometrie (T_{Opt})****Testnummer 6.1**

2015-02-09 13-44-54
UIKL25X0T61

**Testnummer 6.2**

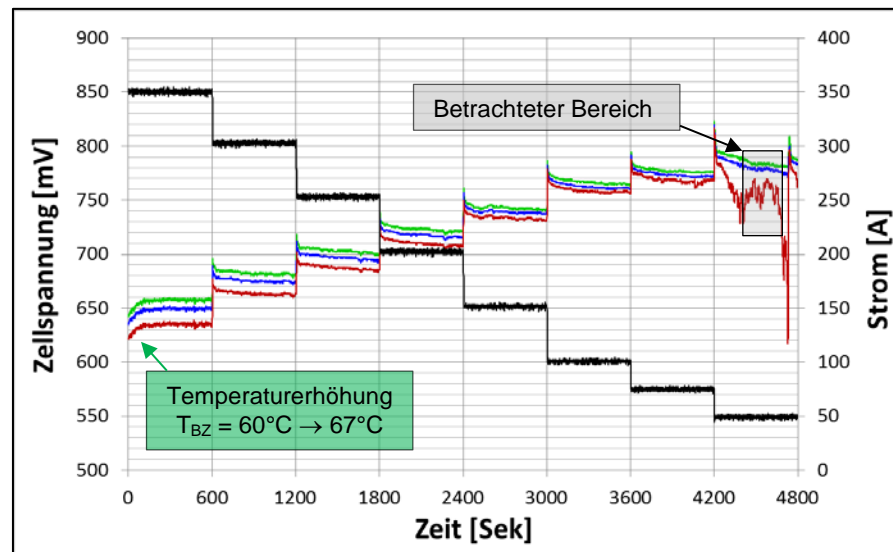
2015-02-23 11-43-47
UIKL2X0T65



— Zellspng. Max [mV] — Zellspng. Mean [mV]
— Zellspng. Min [mV] — Strom BZ [A]

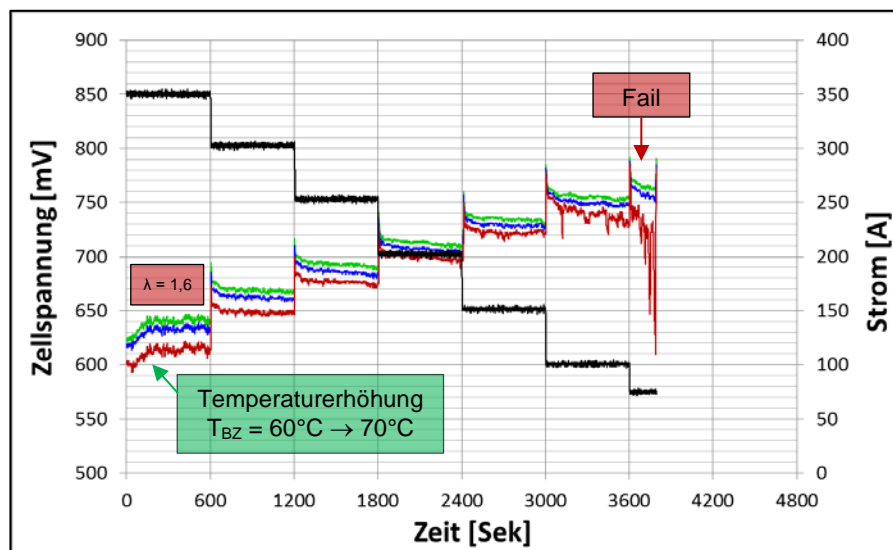
Testnummer 6.3

2015-02-23 13-22-29
UIKL175X0T67



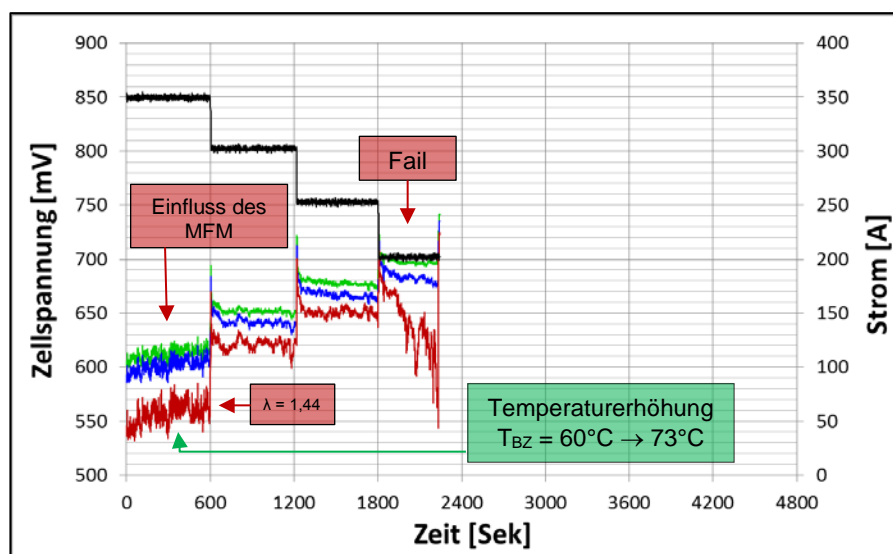
Testnummer 6.4

2015-02-23 15-05-43
UIKL15X0T70



Testnummer 6.5

2015-02-23 16-30-28
UIKL13X0T73



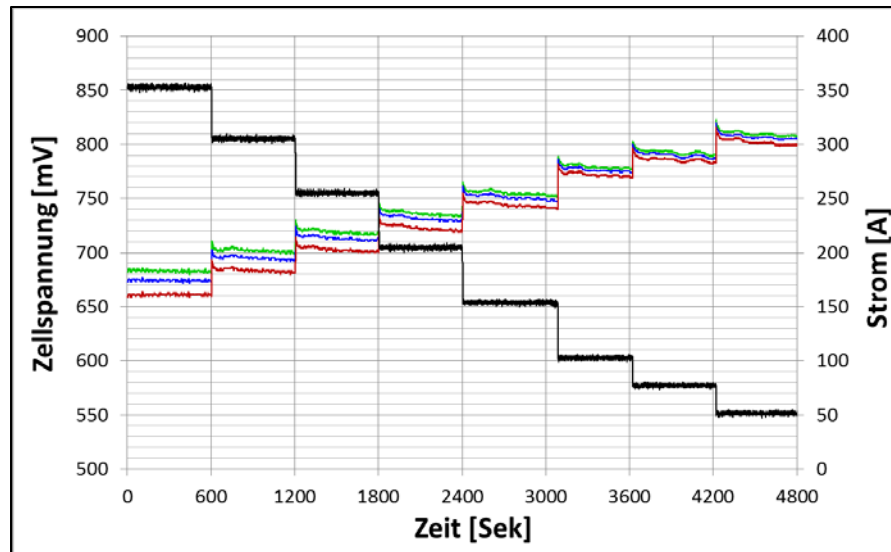
— Zellspng. Max [mV]	— Zellspng. Mean [mV]
— Zellspng. Min [mV]	— Strom BZ [A]

Vergleichsmessungen bei partieller Rezirkulation (T_{Opt})

Testnummer 7.1 = 6.1

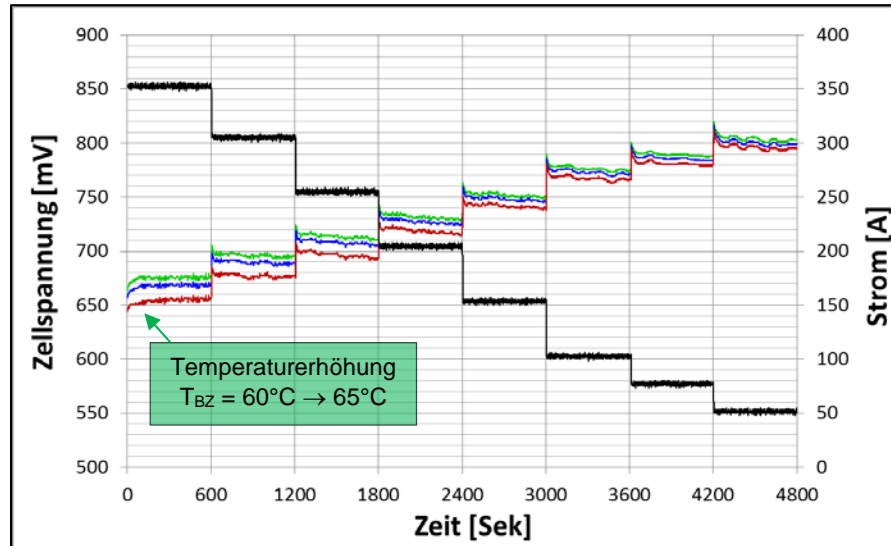
Testnummer 7.2

2015-02-24 10-29-30
UJKL25X01T63



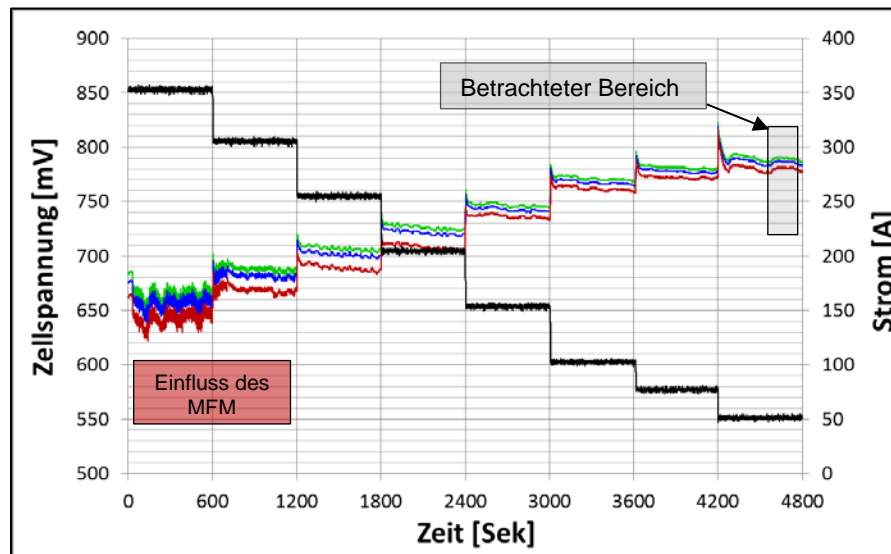
Testnummer 7.3

2015-02-24 13-52-40
UJKL25X02T65



Testnummer 7.4

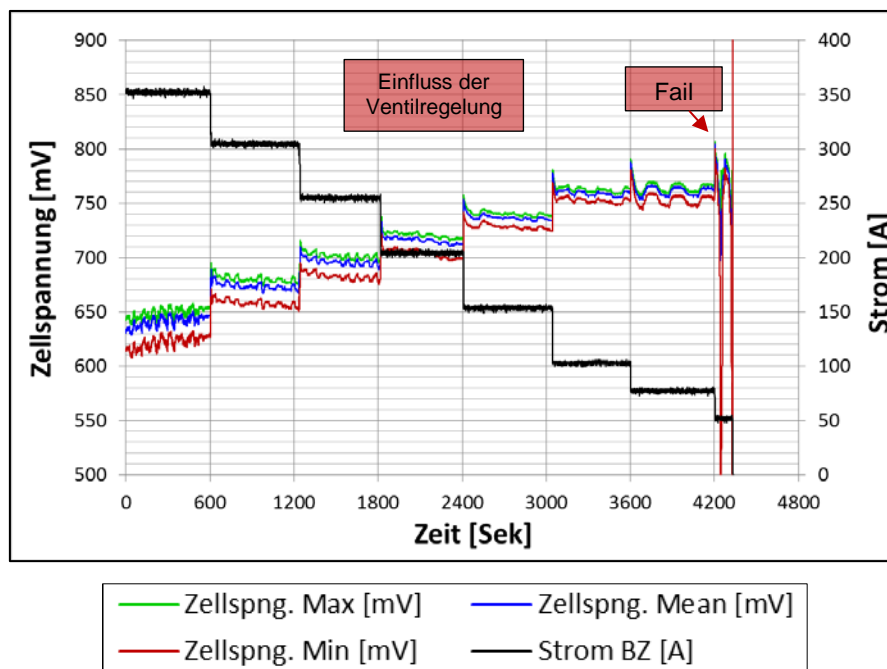
2015-02-24 17-11-28
UJKL25X03T68



— Zellspng. Max [mV] — Zellspng. Mean [mV]
— Zellspng. Min [mV] — Strom BZ [A]

Testnummer 7.2

2015-02-26 10-56-46
UIKL25X04T71



Anhang K Überprüfung der Stöchiometrie

Zur Überprüfung der kathodenseitigen Stöchiometrie dienen die Versuchsergebnisse aus Testreihe 2.1 (offener Betrieb der Brennstoffzelle mit $\lambda = 2,5$).

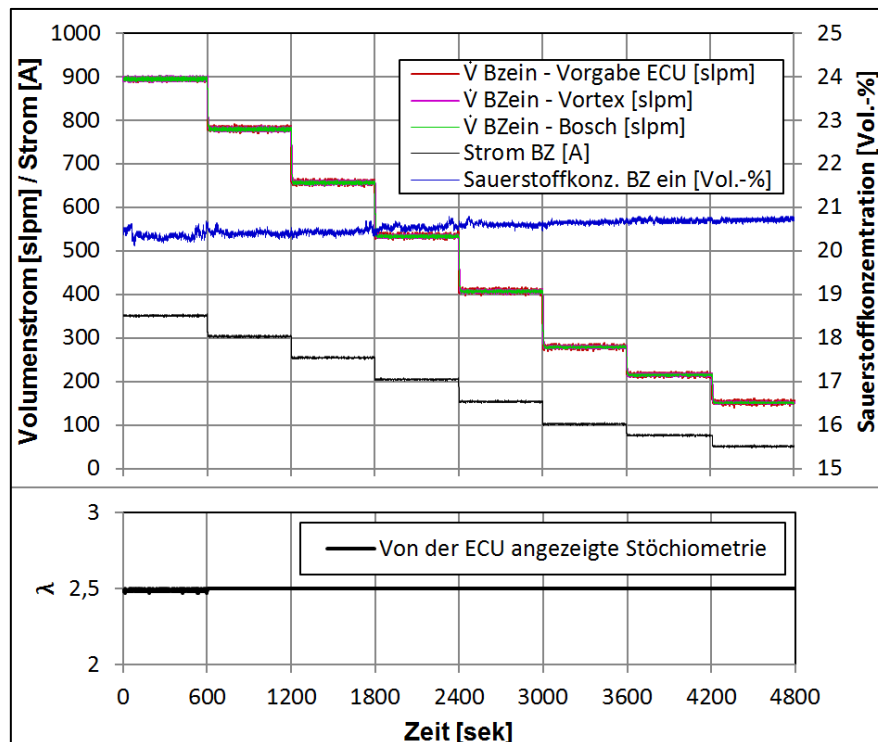


Abbildung K.1: Verläufe von \dot{V} , I , c_{O_2} und λ_{ECU} aus Testreihe 2.1
(Messwerte zur Bestimmung der wahren Stöchiometrie)

Berechnung der Stöchiometrie über

- 1) den vorgegebenen Volumenstrom der ECU
- 2) den gemessenen (und korrigierten) Volumenstrom mit dem Vortex-Sensor
- 3) den gemessenen (und kalibrierten) Volumenstrom mit dem Bosch-Sensor

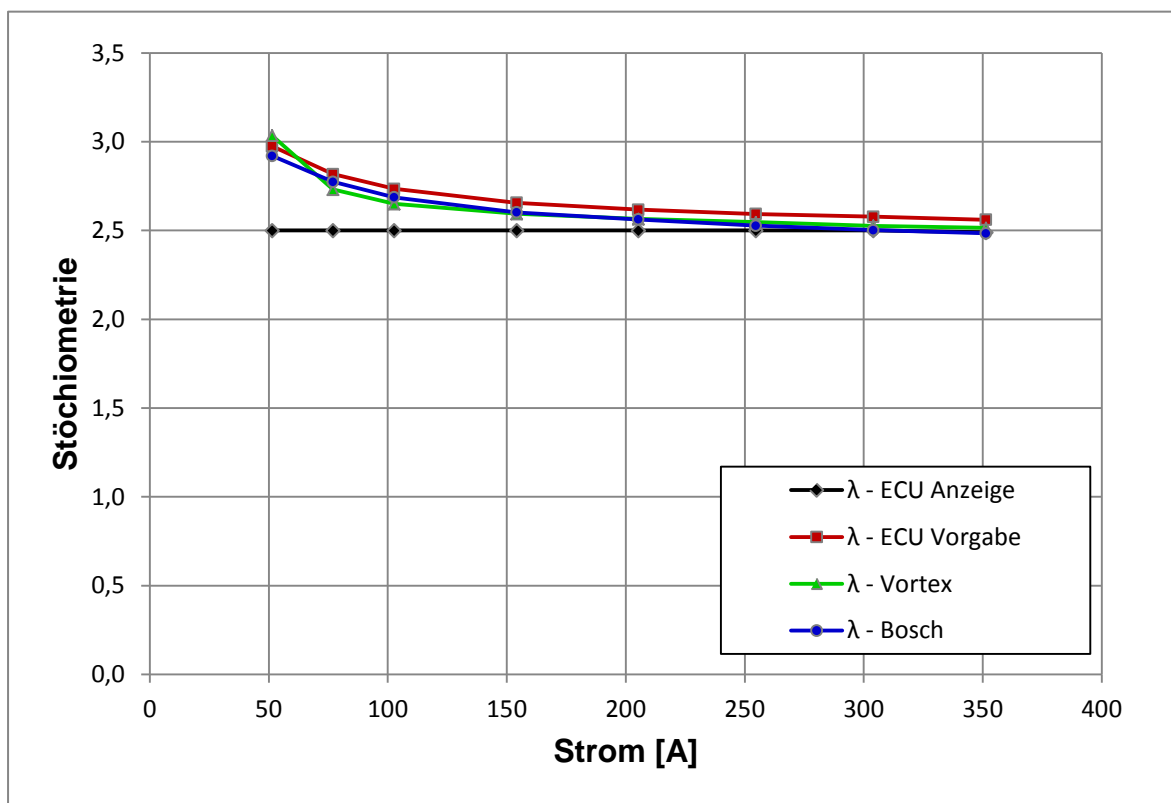
$$\lambda_{real} = \frac{\dot{m}_{O_2, Kathode\ ein}}{\dot{m}_{O_2, Konsumiert}} = \frac{\frac{M_{O_2}}{M_{Luft}} \cdot \dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} \cdot x_{O_2, Kathode\ ein}}{\frac{I \cdot Z \cdot M_{O_2}}{4 \cdot F}} = \frac{\frac{p_0 \cdot \dot{V}}{R_m \cdot T_0} \cdot x_{O_2, Kathode\ ein}}{\frac{I \cdot Z}{4 \cdot F}} \quad [K.1]$$

Mit:

Stoffmengenanteil O ₂	$x_{O_2, Kathode\ ein} = 0,21 \quad [-]$	Annahme/Gemessen
Luft Stoffmengenstrom der Kathode	$\dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} = \frac{p_0 \cdot \dot{V}}{R_m \cdot T_0}$	Berechnet
Druck unter Standardbedingungen	$p_0 = 101325 \text{ Pa}$	Konstante
Temp. Bei Standardbedingungen	$T_0 = 273,15 \text{ K}$	Konstante
Universelle Gaskonstante	$R_m = 8,31446 \text{ J/mol} \cdot \text{K}$	Konstante
Volumenstrom (Normliter)	$\dot{V} [\text{slpm}]$	Vorgeg./Gemessen
Umrechnung in SI-Einheiten	$[\text{slpm}] \rightarrow \left[\frac{\text{m}^3}{\text{sek}} \right] = \frac{1}{1000 \cdot 60}$	Faktor
Strom	$I [\text{A}]$	Gemessen
Zellenzahl	$Z = 60 \quad [-]$	Faktor
Faraday Konstante	$F = 96485,3 \left[\frac{\text{A} \cdot \text{sek}}{\text{mol}} \right]$	Konstante

Ergebnisse:

Strom I [A]	ECU Anzeige λ	ECU Vorgabe \dot{V} [slpm]	Berechnetes λ mit $\dot{V} - ECU$	$x_{O_2,amb}$ gemessen Ocean opt.	\dot{V} [slpm] gemessen Vortex	Berechnetes λ mit $\dot{V} - Vortex$	\dot{V} [slpm] gemessen Bosch	Berechnetes λ mit $\dot{V} - Bosch$
51,43	2,50	152,31	2,97	20,73	157,40	3,03	151,48	2,92
76,99	2,50	215,96	2,82	20,70	212,37	2,73	215,75	2,77
102,74	2,50	279,72	2,73	20,68	275,30	2,65	279,06	2,69
154,21	2,50	407,76	2,66	20,60	405,97	2,59	407,17	2,60
205,27	2,50	534,79	2,62	20,58	534,84	2,56	534,24	2,56
254,73	2,50	657,59	2,59	20,48	662,19	2,55	657,04	2,53
304,12	2,50	780,32	2,58	20,40	787,32	2,53	779,83	2,50
351,42	2,49	895,93	2,56	20,38	906,72	2,51	895,44	2,48

Tabelle K.1: Gemittelte Messwerte und daraus berechnete λ aus Testreihe 2.1Abbildung K.2: Darstellung der berechneten λ über die Volumenströme aus Testreihe 2.1

Berechnung von λ über die gemessene Sauerstoffkonz. der Gasanalyse

Verwendete Gleichungen für die Berechnung

$$\begin{array}{ll}
 1) \quad \dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} = \frac{\dot{n}_{N_2\ ein}}{x_{N_2\ ein}} & 6) \quad \dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} = \frac{I \cdot Z \cdot \lambda}{4 \cdot F \cdot x_{O_2\ ein}} \\
 2) \quad \dot{n}_{N_2\ ein} = \dot{n}_{N_2\ aus} & 7) \quad \dot{n}_{O_2\ Konsumiert} = \frac{I \cdot Z}{4 \cdot F} \\
 3) \quad \dot{n}_{N_2\ aus} = \dot{n}_{O_2\ aus} \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus}} & 8) \quad x_{H_2O(G)} = \frac{rF}{p_{abs}} \cdot 6,11213\ hPa \cdot e^{\frac{17,62 \cdot T}{243,12 + T}} \\
 4) \quad \dot{n}_{O_2\ aus} = \dot{n}_{O_2\ ein} - \dot{n}_{O_2\ Konsumiert} & 9) \quad x_{N_2} = 1 - x_{H_2O(G)} - x_{O_2} \\
 5) \quad \dot{n}_{O_2\ ein} = \dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} \cdot x_{O_2\ ein} &
 \end{array}$$

Messwerte

$T_{amb} = 30,29^\circ C$, $rF_{amb} = 28,19\%$, $p_{amb} = 993,64\ hPa$ // Mittelwert des gesamten Versuches
 $x_{O_2\ ein}$ (optischer Sensor), $x_{O_2\ aus}$ (Gasanalyse)

Annahmen / Randbedingungen:

- a) Kondensationstemperatur der Gasanalyse = 5°
- b) relative Feuchte der gemessenen Luft in der Gasanalyse = 100%

Herleitung:

Mit den Gleichungen 1 - 4 folgt:

$$\dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} = \frac{\dot{n}_{N_2\ ein}}{x_{N_2\ ein}} = \frac{\dot{n}_{N_2\ aus}}{x_{N_2\ ein}} = \frac{\dot{n}_{O_2\ aus} \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus}}}{x_{N_2\ ein}} = \frac{(\dot{n}_{O_2\ ein} - \dot{n}_{O_2\ Konsumiert}) \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus}}}{x_{N_2\ ein}}$$

Einsetzen von Gleichung 5:

$$\dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} = \frac{(\dot{n}_{Luft, Kathode\ ein} \cdot x_{O_2\ ein} - \dot{n}_{O_2\ Konsumiert}) \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus}}}{x_{N_2\ ein}}$$

Division mit dem gesamten Stoffmengenstrom am Kathodeneingang:

$$1 = \frac{x_{O_2\ ein} \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus}}}{x_{N_2\ ein}} - \frac{\dot{n}_{O_2\ Konsumiert} \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus}}}{x_{N_2\ ein} \cdot \dot{n}_{Luft, Kathode\ ein}}$$

Weiteres Umformen ergibt:

$$\frac{x_{O_2\ ein} \cdot x_{N_2\ aus}}{x_{N_2\ ein} \cdot x_{O_2\ aus}} - 1 = \frac{\dot{n}_{O_2\ Konsumiert}}{\dot{n}_{Luft, Kathode\ ein}} \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus} \cdot x_{N_2\ ein}}$$

Einsetzen von Gleichung 6 und 7:

$$\frac{x_{O_2\ ein} \cdot x_{N_2\ aus}}{x_{N_2\ ein} \cdot x_{O_2\ aus}} - 1 = \frac{\frac{I \cdot Z}{4 \cdot F}}{\frac{I \cdot Z \cdot \lambda}{4 \cdot F \cdot x_{O_2\ ein}}} \cdot \frac{x_{N_2\ aus}}{x_{O_2\ aus} \cdot x_{N_2\ ein}}$$

Umstellen der Gleichung nach λ :

$$\lambda = \frac{x_{N_2\ aus} \cdot x_{O_2\ ein}}{x_{O_2\ ein} \cdot x_{N_2\ aus} - x_{N_2\ ein} \cdot x_{O_2\ aus}}$$

Bestimmung der einzusetzenden Werte:

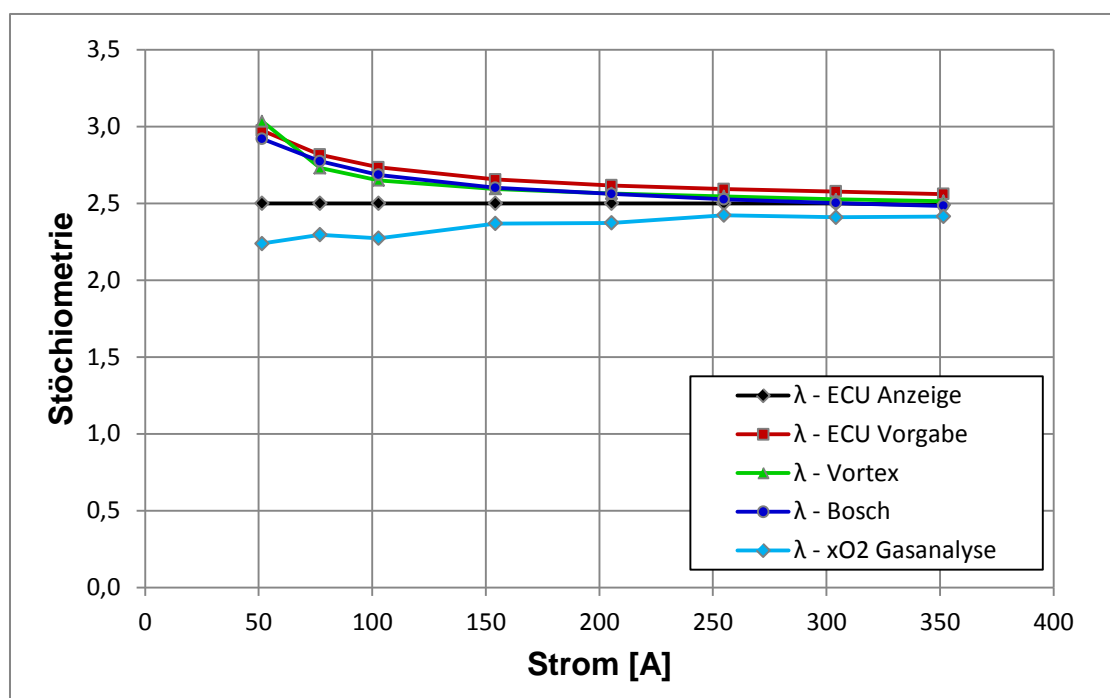
$x_{O_2\ ein}$ & $x_{O_2\ aus}$ Gemessen

$x_{N_2\ ein}$ Mit den Gleichungen 8 und 9 unter Verwendung der Messwerte für T_{amb} , rF_{amb} , p_{amb}

$x_{N_2\ ein}$ Mit den Gleichungen 8 und 9 unter Verwendung der Randbedingungen & p_{amb}

Ergebnisse:

Strom I [A]	λ	$x_{O_2,amb}$	$x_{N_2,amb}$	$x_{H_2O(G),amb}$	$x_{O_2,aus}$	$x_{N_2,aus}$	$x_{H_2O(G),aus}$
51,43	2,24	0,2073	0,7805	0,0122	0,128	0,8642	0,0088
76,99	2,30	0,2070	0,7808	0,0122	0,128	0,8622	0,0088
102,74	2,27	0,2068	0,7810	0,0122	0,127	0,8632	0,0088
154,21	2,37	0,2060	0,7818	0,0122	0,132	0,8602	0,0088
205,27	2,37	0,2058	0,7820	0,0122	0,132	0,8602	0,0088
254,73	2,42	0,2048	0,7830	0,0122	0,133	0,8592	0,0088
304,12	2,41	0,2040	0,7838	0,0122	0,133	0,8602	0,0088


Tabelle K.2: Berechnete / gemessene Werte zur Bestimmung von λ Abbildung K.3: Gegenüberstellung der berechneten λ aus Testreihe 2.1

Erklärung

Hiermit versichere ich, Florian Becker, dass ich die vorliegende Masterarbeit mit dem Thema:

„Modellierung und Charakterisierung eines PEM-Brennstoffzellensystems mit partieller Rezirkulation des Kathodenabgases für den Einsatz im Flugzeug“

Ohne fremde Hilfe selbstständig verfasst und nur die angegebenen Quellen und Hilfsmittel benutzt habe. Wörtlich oder dem Sinn nach aus anderen Werken entnommene Stellen sind unter Angabe der Quellen kenntlich gemacht.

Hamburg 21.05.2015 

Ort Datum

Unterschrift